INSTITUTUL POLITEHNIC IAȘI
Facultatea de Tehnologie Chimică
Catedra de Inginerie Chimică

RADU Z. TUDOSE
ALEXANDRU STANCU
FLORIN VITAN
DOINA HOROBA
STELIAN PETRESCU
IOAN IBĂNESCU
LIVIU POPOVICI
ANA BĂCĂOANU
ANCA MOISE
SORIN CÂRSTEA

FENOMENE DE TRANSFER ŞI UTILAJE ÎN INDUSTRIA CHIMICĂ

Îndrumar de proiectare

1990

Scanned with OKEN Scanner

INSTITUTUL POLITEHNIC IASI
Facultatea de Tehnologie Chimică
Catedra de Inginerie Chimică

Radu Z.Tudose
Ioan Ibănescu
Alexandru Stancu
Liviu Popovici
Florin Vitan
Ana Băcăoanu
Doina Horoba
Anca Moise
Stelian Petrescu
Sorin Cârstea

FENOMENE DE TRANSFER SI UTILAJE IN INDUSTRIA CHIMICA

Indrumar de proiectare

- 1990 -

Scanned with OKEN Scanner

PREFATA

Activăm într-un secol al cărui sfîrşit beneficiază, în toate domeniile ,de una din creaţiile spectaculoase ale minţii omeneşti, calculatorul electronic. Pe această bază se afirmă că după 1970 începe "epoca de aur" a ingineriei chimice, ingineria pe calculator. De asemenea, dacă ne referim la domeniul ingineriei chimice, în ultima perioadă s-a trecut la conducerea proceselor cu calculatorul şi la proiectarea asistată de calculator. In aceste condiţii, ţinînd cont şi de rolul de avangardă al învăţămîntului superior de promotor al activităţii de creaţie şi al activităţii de instruire a tinerelor generaţii de specialişti, se pune problema stabilirii celor mai eficiente forme de utilizare a tehnicii de calcul.

Pe de o parte studenţii capătă cunoştinţele necesare întocmirii unui program pentru calculator, la disciplina de "Programare". Pe de altă parte la disciplina "Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică" îşi însuşesc noţiunile inginereşti referitoare la procesele fizice, la conceperea şi funcţionarea utilajelor, precum şi cele ale proiectării tehnologice a utilajelor. Ultima formă didactică, aplicativă, la această disciplină este proiectul de an. Intr-o astfel de conjunctură, se pune următoarea problemă: proiectul trebuie efectuat pe calculator în întregime, parţial sau nu se recomandă folosirea calculatorului întrucît este primul proiect de inginerie chimică?

Din experienţa ultimilor ani rezultă că realizarea proiectului în exclusivitate pe calculator are un rol formativ redus. Studentul efectuează, conform indicaţiilor, calculele într-o manieră mecanică, preluînd rezultatele fără să înţeleagă metodologia proiectării. Nu face legătura între fenomene şi modelul matematic şi nu beneficiază de dezvoltarea gîndirii tehnice, specifică acestei forme de activitate aplicativă.

Renunţarea în totalitate la calculator ar fi o greşeală. Studentul ar fi lipsit de posibilitatea de aşi valorifica cunoştinţele de programare şi de a beneficia de avantajele ce le oferă calculatorul electronic.

In aceste condiţii s-a ajuns la o soluţie de compromis. Fiecare student, conform temei, trebuie să proiecteze 5-6 utilaje. Un utilaj sau două sînt proiectate pe baza unor programe rulate

pe calculator. Spre exemplu, în cazul coloanelor de rectificare, dependenţa între cifra de reflux şi numărul treptelor teoretice de contact se stabileşte cu ajutorul calculatorului. Inainte de a rula programul, fiecare student face o determinare a numărului de talere funcţie de o valoare a refluxului, prin metoda pe care se bazează algoritmul programului. După obţinerea datelor de pe calculator îşi verifică corectitudinea calculelor efectuate în prealabil. Astfel, proiectul ca formă aplicativă la disciplina de Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică, îşi atinge scopul. Studentul îşi însuşeşte metodologia de proiectare, aplică cunoştinţele de programare şi este conştientizat de facilităţile ce le oferă calculatorul electronic.

Studenţii facultăţii de Tehnologie Chimică au de întocmit, în continuare, şi alte proiecte de an şi, în final, proiectul de diplomă. Ponderea proiectării asistată de calculator trebuie să crească, devenind dominanta în proiectul de diplomă.

Alegerea tematicii proiectului de an s-a făcut ţinînd cont de următoarele restricţii:

- primul proiect de inginerie chimică trebuie să abordeze o instalaţie simplă, în care se realizează o singură operaţie principală, reprezentativă pentru industria chimică;
- instalaţia trebuie să cuprindă un număr de 5-6 utilaje diferite, în care au loc procese diferite;
- materiile prime şi produsele să fie alese în aşa fel încît proprietăţile fizice şi chimice să se găsească în literatura de specialitate.

Aşa se explică tematica relativ restrînsă a proiectelor de an.

Indrumarul pentru proiectul de la disciplina Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică oferă studenţilor informaţii cu privire la metodologia de proiectare şi, în corelaţie cu tematica, indicaţii detaliate referitoare la dimensionarea tehnologică a utilajelor şi la modul de finalizare şi prezentare. El este util şi pentru întocmirea proiectelor de secţii, cît şi a proiectului de diplomă.

Contribuţiile autorilor la realizarea îndrumarului sînt următoarele: R.Z.Tudose: cap.1, 4, 14, 15; I.Ibănescu: § 7.10, cap.9; Al.Stancu: cap.2, §7.4, cap.11; L.Popovici: § 7.8, cap.10; F.Vitan: § 7.1, § 7.6; A.Băcăoanu: § 7.7, 7.9, cap.8, 12; S. Petrescu: § 5.2, cap.6, § 7.2; L.D.Horoba: § 5.3, 7.3, 7.11; A.Moise: §5.1, 7.5, cap.13 şi S.Cârstea: cap.3 şi partea grafică.

Scanned with OKEN Scanner

PARTEA I - PROBLEME GENERALE

CAP.1. INTRODUCERE

Indrumarul pentru elaborarea proiectului de an la disciplina Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică se adresează studenţilor de la toate secţiile, ingineri zi şi seral, de la facultăţile Tehnologie Chimică şi Chimia şi tehnologia textilelor, secţia TCPTPI.

Prima parte - metodologia de proiectare - cuprinde trei capitole şi se referă la baza legislativă a proiectării din ţara noastră şi la fazele proiectării. Se precizează conţinutul notei de comandă, a proiectului de execuţie şi se detaliază metodologia de întocmire a proiectului de inginerie tehnologică.

Avînd în vedere scopul didactic al proiectului de an, metodologia proiectării nu poate fi respectată în totalitate. Studenţii vor parcurge această parte pentru a-şi însuşi etapele şi conţinutul proiectelor elaborate de un institut de proiectări pentru realizarea investiţiilor în industria chimică.

Partea a doua a îndrumarului conţine metodologia de proiectare adaptată la procesul didactic.

Capitolul 4 precizează conţinutul proiectului de an. La fiecare capitol se găsesc indicaţii cu privire la conţinut.

In capitolul 5 sînt prezentate temele de proiectare fără date numerice, acestea urmînd să fie stabilite, pentru fiecare student în parte, de către cadrul didactic.

Dimensionarea tehnologică a utilajelor - capitolul 7 - are cea mai mare extindere. Aici se găsesc toate indicaţiile necesare pentru proiectarea tehnologică a utilajelor ce intră în componenţa instalaţiilor ce formează obiectul temelor de proiectare.

Celelalte capitole ale îndrumarului abordează problemele consumurilor de materii prime, ale protecţiei muncii, ale coroziunii, etc.

Penultimul capitol dă indicaţii cu privire la transcrierea şi prezentarea proiectului de către studenţi.

Partea a treia conţine anexele îndrumarului(tabele, grafice etc.).

Scanned with OKEN Scanner

CAP.2. METODOLOGIA DE PROIECTARE

Desfăşurarea activităţii de investiţii în condiţii de eficienţă economică sporită, corespunzător noilor cerinţe ale etapei actuale de dezvoltare economico-socială, necesită o mai mare exigenţă în ce priveşte fundamentarea temeinică a introducerii în plan a noilor obiective de investiţii, elaborarea şi pregătirea din timp a documentaţiilor, asigurarea tuturor condiţiilor pentru începerea şi realizarea lucrărilor, executarea acestora la un înalt nivel calitativ, punerea în funcţiune la termenele planificate a capacităţilor proiectate şi îndeplinirea indicatorilor tehnico-economici aprobaţi.

2.1. BAZA LEGISLATIVA A PROIECTARII

Intreaga activitate de proiectare este reglementată prin legi, decrete şi instrucţiuni care stipulează obligaţiile şi drepturile părţilor implicate. Tot acestea stabilesc etapele de realizare a investiţiilor şi competenţele care avizează documentaţiile pentru fiecare etapă.

2.1.1. INSCRIEREA IN PLAN A OBIECTIVELOR DE INVESTITII

Obiectivele de investiţii se realizează potrivit cerinţelor dezvoltării economico-sociale a ţării şi se cuprind distinct în planurile cincinale şi anuale. Obiectivele de investiţii care se înscriu în planul cincinal se stabilesc de ministere, celelalte organe şi primăriile judeţene şi a municipiului Bucureşti - denumiţi titulari de investiţii - pe baza următoarelor studii şi cercetări:

a) prognoze macroeconomice pe ramuri şi sectoare ale vieţii sociale, pe subramuri, grupe de produse şi în profil teritorial;

b) studii de dezvoltare în perspectivă a ramurilor, subramurilor şi grupelor de produse, studii de dezvoltare a economiei locale, cercetări şi studii privind desfacerea produselor pe piaţa internă şi la export;

c) programe speciale de modernizare şi asimilare de produse, grupe de produse, ramuri, subramuri sau activităţi;

d) studii de sistematizare teritorială, schiţe de sistematizare a localităţilor, detalii de sistematizare, scheme de amenajare a bazinelor hidrografice, studii de dezvoltare a sistemului energetic şi studii de amplasament;

e) cercetări şi studii privind perfecţionarea proceselor

tehnologice, organizarea ştiinţifică a producţiei şi a muncii, introducerea de noi procese tehnologice şi realizarea de noi produse;

f) studii şi cercetări de teren (geologice, topografice, geotehnice şi hidrologice);

g) alte studii şi cercetări necesare.

Centralele industriale, întreprinderile, ale unităţi social-economice din subordinea titularilor de investiţii sînt beneficiari a investiţiilor. Pentru înscrierea în planul cincinal a obiectivelor de investiţii, beneficiarii vor prezenta titularilor de investiţii note de fundamentare tehnico-economică.

Prin notele de fundamentare tehnico-economică se stabilesc necesitatea şi oportunitatea investiţiilor în condiţiile utilizării depline a capacităţilor existente şi asigurării desfacerii producţiei la intern şi la export, precizîndu-se modul de acoperire a necesarului de materii prime, combustibili, energie, utilaje şi utilităţi productive, tehnologiile de fabricaţie, amplasamentul, etapele de execuţie, precum şi costul şi eficienţa lucrărilor comparativ cu obiective similare, cu performanţe tehnico-economice ridicate din ţară şi străinătate.

Inscrierea în planul anual a obiectivelor de investiţii se face pe baza notelor de comandă aprobate, pentru obiectivele care se aprobă prin decret prezidenţial.

Pentru obiectivele de investiţii ale căror note de comandă se aprobă de ministere, celelalte organe centrale, primăriile judeţene şi a municipiului Bucureşti, centrale şi întreprinderi, înscrierea în planul anual a obiectivelor de investiţii se face pe baza principalilor indicatori tehnico-economici din notele de comandă, aprobaţi prin decret prezidenţial.

2.1.2. ORGANIZAREA ACTIVITATII DE PROIECTARE

Beneficiarii de investiţii au obligaţia să contracteze elaborarea documentaţiilor tehnico-economice necesare realizării unui obiectiv de investiţii cu o singură unitate de proiectare care va îndeplini funcţia de proiectant genaral.

Proiectantul general este unitatea de cercetare ştiinţifică, inginerie tehnologică şi de proiectare care are sarcina să asigure elaborarea tuturor documentaţiilor tehnico-economice pe baza cărora se realizează un obiectiv de investiţii.

Pentru obiective industriale din domeniul chimiei proiectantul general este Institutul de Inginerie Tehnologică şi Proiectare pentru Industria Chimică Bucureşti.

Pentru elaborarea unor părţi din documentaţiile tehnico-economice şi de proiect care se încadrează în profilul altor unităţi de proiectare, proiectantul general, va încheia contracte cu unităţile de proiectare ce îndeplinesc funcţia de proiectanţi de specialitate.

Pentru obiectivele de investiţii cu complexitate redusă, beneficiarii pot elabora cu mijloace proprii documentaţiile tehnico-economice sau părţi ale acestora.

Proiectantul general poate contracta cu unitatea de construcţii-montaj elaborarea unor părţi din proiectul de execuţie precum detalii şi devize de execuţie(D.D.E.); în acest caz, unitatea de construcţii-montaj are funcţia de proiectant de specialitate pentru lucrările contractate.

Pentru obiectivele de investiţii importante, ministerele, celelalte organe centrale şi locale care au în subordine unităţi de cercetare ştiinţifică, inginerie tehnologică şi de proiectare vor numi şeful de proiect şi colectivul de proiectanţi. Colectivele de ingineri tehnologi şi de proiectanţi vor încheia cu proiectantul general angajamente-contract pe baza cărora îşi desfăşoară activitatea.

2.2. FAZELE PROIECTARII

După efectuarea studiilor şi cercetărilor amintite în paragraful 2.1.1. şi după elaborarea notei de fundamentare tehnico-economică se elaborează documentaţiile tehnico-economice. Acestea sînt nota de comandă şi proiectul de execuţie.

2.2.1. NOTA DE COMANDA(N.C.)

Nota de comandă se elaborează de ministere, celelalte organe centrale, centrale industriale, întreprinderi, alte unităţi, birourile executive ale primăriilor şi de unităţi de cercetare ştiinţifică, inginerie tehnologică şi de proiectare. Elaborarea se face cu respectarea prevederilor din planul cincinal şi se fundamentează pe studiile şi elementele menţionate în paragraful 2.1.1.

Prin nota de comandă se stabilesc: capacitatea exprimată în unităţi fizice, necesitatea, eficienţa tehnico-economică şi indicatorii tehnico-economici limită ai obiectivului de investiţii - comparativ cu obiectivele similare, cu performanţe tehnico -

economice ridicate, din ţară şi străinătate - tehnologia, profilul de producţie, calitatea şi caracteristicile produselor, durata şi etapele de realizare, amplasamentul, natura combustibililor folosiţi, modul de asigurare a materiilor prime, combustibililor şi energiei, modul de desfacere a produselor la intern şi la export - limita maximă a consumurilor specifice de materii prime, materiale, combustibili şi energie, stabilite pe bază de norme, cooperările în zonă, elemente şi indici de plan general.

Conţinutul cadru al notei de comandă pentru obiective industriale are trei părţi principale:

A. Cu privire la tehnologie;

B. Cu privire la lucrările de construcţii şi instalaţii;

C. Indicatorii tehnico-economici limită.

2.2.2. PROIECTUL DE EXECUTIE(P.E.)

Proiectul de execuţie este documentaţia care detaliază tehnic, aprofundează şi concretizează, prin soluţii, elementele din nota de comandă.

Proiectul de execuţie se elaborează de unităţi de cercetare ştiinţifică, inginerie tehnologică şi de proiectare în termenul prevăzut în nota de comandă aprobată.

In proiectele de execuţie se prevăd soluţii de plan general, soluţii constructive şi de adaptare la teren a proiectelor tip.

Pentru adaptarea la teren a proiectelor tip şi pentru obiectivele unicate prevăzute în nota de comandă, în cadrul proiectului de execuţie se elaborează detaliile şi devizele de execuţie(D.D.E.). Pentru utilaje de mare complexitate se întocmesc detalii de execuţie a utilajului(D.E.U.).

Conţinutul cadru al proiectului de execuţie respectă, în general, conţinutul cadru al notei de comandă.

In funcţie de complexitatea obiectivului de investiţii, notele de comandă şi proiectele de execuţie se supun aprobării, începînd de la aprobarea prin decret prezidenţial pînă la aprobarea la nivelul consiliului tehnico-economic al întreprinderii.

CAP.3. METODOLOGIE PRIVIND INTOCMIREA NOTEI DE COMANDA SI A PROIECTULUI DE EXECUTIE.

3.1. NOTA DE COMANDA - cadru de conţinut şi instrucţiuni de elaborare privind partea de tehnologie, ca parte de specialitate din cadrul notei de comandă.

Deoarece cadrul de conţinut al notei de comandă se regăseşte

detaliat în proiectul de execuţie, se prezintă în continuare cadrul de conţinut al proiectului de execuţie.

3.2. PROIECTUL DE EXECUTIE - cadru de conţinut*. Este documentaţia ce se elaborează de unităţile de cercetare, de inginerie tehnologică şi de proiectare prin compartimentele şi atelierele de specialitate şi care conţine toate datele necesare pentru începerea lucrărilor după deschiderea finanţării şi pentru comandarea utilajelor din ţară şi străinătate. Poate fi redactat în mai multe volume, fiecare volum cuprinzînd date despre o problemă din nota de comandă. P.E. se referă în principal la:

1. Caracterizarea tehnologiilor şi proceselor de fabricaţie-stabilirea, fundamentarea şi organizarea proceselor tehnologice.

1.1. Stabilirea tehnologiilor pentru principalele procese de fabricaţie.

1.2. Indicatorii de performanţă pentru tehnologiile adoptate.

1.3. Organizarea optimă a proceselor şi fluxurilor tehnologice.

1.4. Organizarea fluxurilor tehnologice.

1.5. Precizarea tehnologiilor şi materialelor denumite astăzi neconvenţionale.

1.6. Precizarea tehnologiilor(proceselor tehnologice) şi fundamentarea economică a soluţiilor propuse.

1.7. Tehnica măsurării parametrilor şi asigurarea calităţii pe întregul flux de producţie.

1.8. Organizarea conducerii centralizate a proceselor tehnologice din camere de comandă.

1.9. Timpul minim de funcţionare a instalaţiilor în zile pe an şi numărul de schimburi.

1.10. Organizarea transportului tehnologic de materii prime şi materiale.

1.11. Organizarea şi automatizarea eficientă a magaziilor şi depozitelor intermediare.

1.12. Executarea cu mijloace mecanizate a ambalării şi depozitării produselor.

2. INDICAREA UTILAJELOR TEHNOLOGICE CONDUCATOARE SI A MODULUI DE ASIGURARE

2.1. Utilaje şi echipamente tehnologice; caracterizarea lor

---

* Numerotarea s-a făcut conform metodologiei adoptate de IITPIC Iaşi.

şi modul de asigurare.

2.2. Utilaje necomologate.

3. PRINCIPALELE CARACTERISTICI DE CALITATE ALE PRODUSELOR COMPARATIV CU CELE REALIZATE IN TARA SI STRAINATATE.

3.1. Nivelul calitativ şi stadiul asimilării produsului.

3.2. Rezultatele încercărilor.

3.3. Performanţele produsului.

3.4. Stadiul proiectării şi execuţiei SDV-urilor(dacă este cazul).

3.5. Performanţele tehnice ale produsului în cazul unui mono-produs sau ale produselor reprezentative.

3.6. Comparaţia obligatorie a performanţelor produsului cu performanţele unor produse similare din ţară şi străinătate.

3.7. Consumurile specifice de energie şi materiale ale maşinilor şi utilajelor în exploatare.

3.8. Intervalele între reparaţiile capitale ale utilajelor.

3.9. Organizarea recuperării, recondiţionării şi refolosirii subansamblelor şi materialelor după scoaterea din exploatare sau folosinţă a utilajelor.

3.10. Lista completă a subansamblelor necesare utilajelor, care trebuie asimilate în întreprinderile colaboratoare.

3.11. Dotările şi investiţiile necesare în industrie, la colaboratori pentru producerea subansamblelor.

4. SURSELE DE APROVIZIONARE CU MATERII PRIME SI PRINCIPALELE CARACTERISTICI, UTILIZAREA MATERIALELOR RECUPERABILE SI REFOLOSIBILE.

4.1. Sursele de aprovizionare cu materii prime şi materiale.

4.2. Sarcini de asimilare şi producere în ţară pentru materii prime şi materiale ce se importă.

4.3. Utilizarea materialelor recuperabile şi refolosibile.

5. NATURA COMBUSTIBILILOR SI ASIGURAREA CU ENERGIE TERMICA.

5.1. Asigurarea cu energie.

5.2. Surse de energie considerate astăzi neconvenţionale.

5.3. Modul de recuperare şi valorificare a resurselor energetice nefolosibile.

5.4. Recuperarea şi refolosirea energiei termice.

5.5. Bilanţuri energetice.

Scanned with OKEN Scanner

6. NORME LIMITA DE CONSUM DE MATERII PRIME, MATERIALE, COMBUSTIBILI SI ENERGIE. SARCINI PRIVIND FOLOSIREA RESURSELOR ENERGETICE SECUNDARE.

6.1. Norme tehnice de consum.

6.2. Norme tehnice şi prescripţii tehnico-economice.

6.3. Consum de metale preţioase şi rare.

7. COEFICIENTI MINIMI DE UTILIZARE A MATERIILOR PRIME SI A MATERIALELOR. INDICI DE VALORIFICARE .

7.1. Coeficienţi minimi de utilizare a materiilor prime şi materialelor.

7.2. Norme tehnice de recuperare, recondiţionare şi valorificare a resurselor materiale şi energetice refolosibile.

7.3. Normativul de reparaţii.

7.4. Costul minim al reparaţiei.

7.5. Termenul de garanţie.

8. STOCURILE LIMITA ALE PRINCIPALELOR SORTIMENTE DE MATERII PRIME SI MATERIALE PRECUM SI ALE PRODUSELOR FINITE.

8.1. Stocuri limită de materii prime şi materiale.

8.2. Stocuri tampon de piese şi subansamble.

9. MASURI PRIVIND PREVENIREA INCENDIILOR, EPURAREA APELOR UZATE SI PROTECTIA MEDIULUI INCONJURATOR; CRESTEREA SIGURANTEI IN EXPLOATARE A INSTALATIILOR.

9.1. Siguranţa în exploatare a instalaţiilor.

9.2. Probe şi măsuri preventive.

9.3. Programe de verificare a instalaţiilor.

9.4. Măsuri pentru prevenirea incendiilor, urmărilor exploziilor, răspîndirii substanţelor toxice, etc.

9.5. Prevenirea urmărilor cauzate de exploatarea neraţională sau din neglijenţă a utilajelor şi instalaţiilor.

9.6. Evacuarea şi combaterea noxelor.

9.7. Colectarea apelor uzate, neutralizarea şi asigurarea protecţiei mediului înconjurător.

9.8. Tehnica securităţii şi igiena muncii.

10. NATURA UTILITATILOR NECESARE. MODUL DE ASIGURARE SI VALOAREA LIMITA A ACESTORA. COOPERARI IN ZONA.

10.1. Natura utilităţilor necesare.

10.2. Asigurarea şi gospodărirea apei tehnologice.

10.3. Obiecte auxiliare şi de deservire.

Scanned with OKEN Scanner

11. MASURI PRIVIND ASIGURAREA SI PREGATIREA FORTEI DE MUNCA PRECUM SI PROTECTIA MUNCII.

12. PROBE TEHNOLOGICE.

13. LISTA UTILAJELOR CU CICLU LUNG DE FABRICATIE, TIPIZATE SAU CARE SE REPETA.

14. INDICATORII TEHNICO-ECONOMICI SI PARAMETRII TEHNICI FUNCTIONALI SI CALITATIVI AI PRODUSELOR SI TEHNOLOGIILOR.

15. SURSELE DE DOCUMENTARE FOLOSITE PENTRU FUNDAMENTAREA SOLUTIILOR PROPUSE.

Proiectul de execuţie, conţine în afara datelor enumerate pînă acum - date ce privesc funcţionarea obiectivului din toate punctele de vedere(material, energetic, personal etc.) - şi date referitoare la execuţia propriu-zisă a instalaţiilor. Acestea sînt concretizate în:

3.2.1. PROIECTUL DE INGINERIE TEHNOLOGICA cuprinde ansamblul de date furnizate de colectivele de proiectanţi tehnologi în legătură cu rezolvarea problemelor de tehnologie din nota de comandă. Este proiectul care cuprinde totalitatea informaţiilor referitoare la tehnologie.

Proiectul de inginerie tehnologică este alcătuit din trei părţi(două dintre ele se expediază beneficiarului, a treia rămîne de obicei în institutul de proiectare):

a) O parte scrisă ce conţine totalitatea informaţiilor referitoare la tehnologie cuprinzînd:

- date generale(stadiul actual, comparaţii între diversele tehnologii, avantajele procedeului ales(extras din prima parte a proiectului de execuţie);
- descrierea detaliată a procesului tehnologic adoptat(fazele procesului, utilajele principale ale fazelor, parametrii);
- caracterizarea materiilor prime;
- caracterizarea produselor intermediare şi a produsului finit;
- bilanţuri de materiale pe fiecare utilaj în parte şi pe întreaga instalaţie;
- bilanţurile de utilităţi(abur de diferite presiuni, apă industrială, apă demineralizată, apă recirculată, aer instrumental etc) pe fiecare utilaj şi pe întreaga instalaţie;

Scanned with OKEN Scanner

- consumuri specifice de materii prime, auxiliare, utilităţi şi energie.

La această parte scrisă se adaugă şi fişele tehnice ale utilajelor, în ordinea descrierii procesului tehnologic.

b) O a doua parte ce se referă la dimensionarea tehnologică a utilajelor(calcule care nu se trimit beneficiarului) alcătuită pe baza bilanţurilor de materiale şi energie cuprinse în prima parte, completate cu date specifice necesare dimensionării utilajelor. Pe baza acestor calcule de dimensionare tehnologică elaborate de un grup de tehnologi, se elaborează proiectele de execuţie ale utilajelor. Aceste proiecte sînt anexate la proiectul de inginerie tehnologică. Ele sînt folosite de constructorii de utilaj pentru execuţia prorpiu-zisă şi cuprind toate datele necesare pentru aceasta: dimensiuni, subansambluri, materiale de execuţie, toleranţe, prelucrări, prescripţii de tehnologie mecanică, instrucţiuni de montare, demontare, conservare, probe, garanţii, masa utilajului. Fiece proiect de execuţie a utilajului este însoţit de o carte tehnică în care sînt cuprinse datele de la care s-a plecat în dimensionare şi instrucţiunile necesare perioadei de după execuţie. In cartuşul(indicatorul) fiecărui desen de ansamblu de execuţie se află înscrisă denumirea în clar a utilajului şi un număr ce permite indentificarea lui în schema tehnologică, număr numit: poziţie de montaj(poziţie tehnologică).

Pentru utilajele standardizate pentru care nu se elaborează proiecte de execuţie, proiectantul anexează la proiectul de inginerie tehnologică fişele tehnice şi foile de date corespunzătoare, necesare comandării acestor utilaje.

Proiectele de execuţie se trimit în număr de 7 exemplare pentru fiece utilaj(5 dintre ele însoţesc comanda la constructorul de utilaj 2 rămînînd la beneficiar).

c) A treia parte, desenată, este constituită din planşe numite scheme tehnologice sau scheme de legături. Acestea conţin: reprezentarea utilajelor în forma lor caracteristică, fără a fi însă reprezentate la scară, aşezate în ordinea fluxului tehnologic legate între ele prin trasee tehnologice corespunzătoare. Fiecare utilaj este marcat cu un număr(numit poziţie de montaj) ce permite indentificarea rapidă în celelalte proiecte(acelaşi număr despre care s-a amintit la proiectele de execuţie ale utilajelor).

Legăturile dintre utilaje (traseele tehnologice) sînt reprezentate prin linii pe care este marcat sensul de curgere al fluidelor prin săgeţi, simbolul fluidului(adoptat de proiectant),

Scanned with OKEN Scanner

diametrul nominal, materialul de execuţie şi un număr ce permite indentificarea conductei în celelalte proiecte(montaj şi suprapunere reţele). Numerotarea se face grupînd conductele după fluidul ce circulă prin ele.

Pe fiecare traseu sînt indicate:armăturile folosite(prin simbolurile lor), punctele de măsură ale parametrilor tehnologici, buclele de reglare automată. Fiecare buclă poartă de asemenea un număr [illegible] şi o indicaţie ce permite indentificarea rolului buclei şi a poziţiei ei în celelalte proiecte(montaj, automatizare). Numerotarea buclelor de reglare se face grupîndu-le după parametrul reglat.

La marginea schemelor tehnologice sînt trecute reţelele de utilităţi cu indicaţii despre locul de unde provin (trimiteri la celelalte proiecte, planuri etc.).

Un exemplu de schemă de legături este prezentat în figura 3.2.1. Exemplul se referă la o instalaţie de rectificare.

3.2.2. PROIECTUL DE CONSTRUCTIE. Este elaborat pe baza proiectului de inginerie tehnologică şi a unor planuri temă elaborate de colectivele de proiectanţi montajişti(o orientare prealabilă a montării utilajelor şi conductelor). Acest proiect conţine date referitoare la construcţia clădirii în care va fi amplasată instalaţia.

El este constituit din planuri de cotă, în care sînt reprezentate fundaţiile utilajelor, golurile de trecere pentru conducte, golurile de acces, golurile de montaj etc. şi secţiuni care prezintă aspectul construcţiei pe înălţime.

In acest proiect sînt incluse şi desenele confecţiilor metalice folosite pentru accesul la utilaje(scări, platforme, suporţi etc.). Proiectul de construcţie conţine date de strictă specialitate pentru constructor referitoare la turnări, betoane, grinzi, pereţi, acoperiş, pante, finisaje, etc.

3.2.3. PROIECTUL DE MONTAJ UTILAJE. Se elaborează pe baza proiectului de inginerie tehnologică şi pe baza proiectului de construcţie. El corelează proiectul de construcţie cu schemele de legături şi cu proiectele de execuţie ale utilajelor şi conţine o parte scrisă, ce cuprinde informaţiile referitoare la montajul utilajelor,(introducere prin anumite goluri special prevăzute, susţineri de grinzi dimensionate, probe hidraulice la utilaje, etc.) şi o parte desenată. Aceasta din urmă este construită din planuri de cotă şi din secţiuni. Planurile de cotă sînt vederi în plan ale etajelor construcţiei pe care sînt reprezentate utilajele la

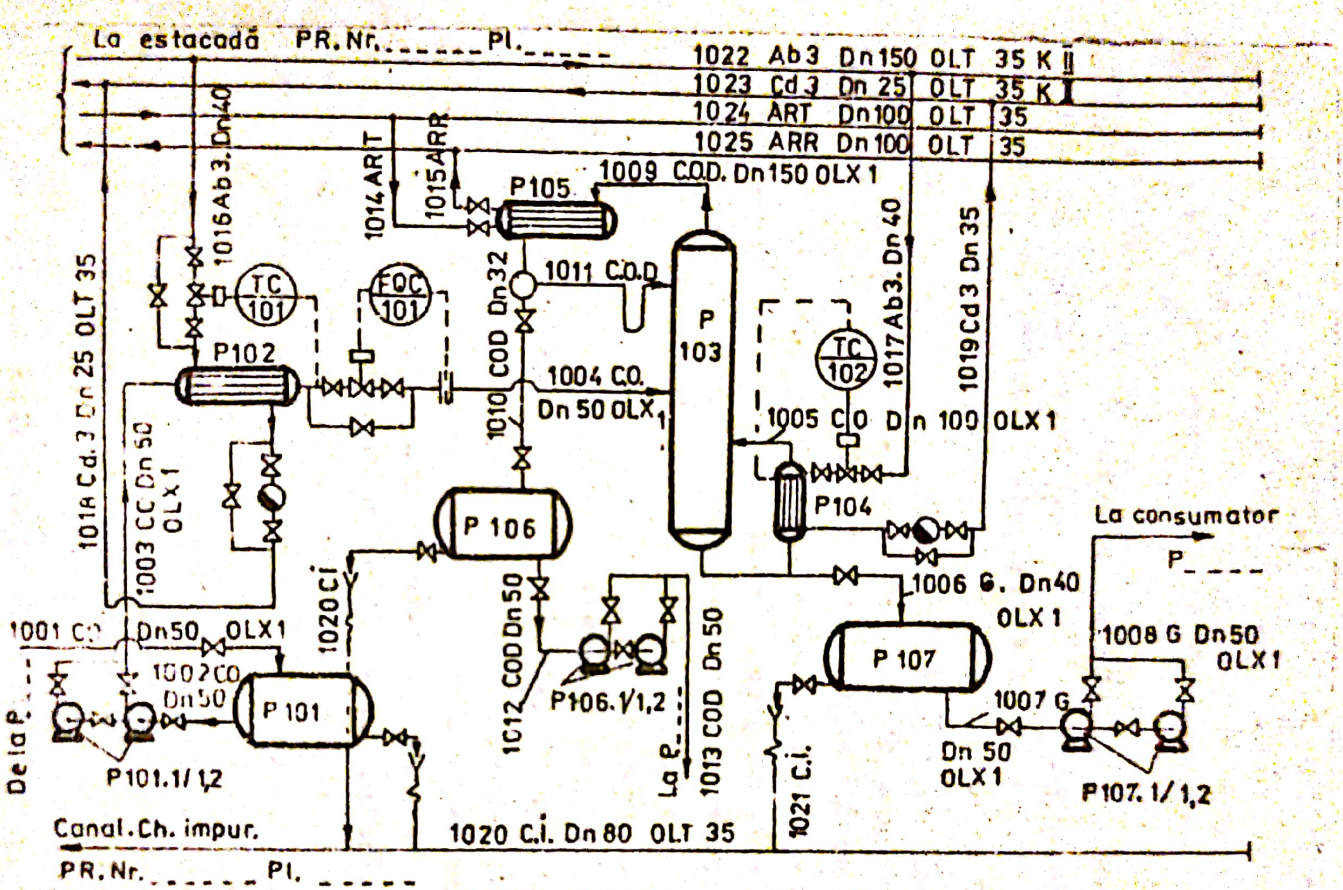


Fig. 3.2.1. Instalația de rectificare. Schemă tehnologică. C.O. - compus organic; C.O.D. - compus organic distilat; G. - gudron; Ab.3-abur 3 ata; Cd.3- condens 3 ata; C.I. - canalizare chimic impură; ART- apă rece de turn-tur; ARR- apă rece de turn-retur; OLX 1- oțel inox # 4645; OLT 35- oțel OLT 35; OLT 35 KII - oțel OLT 35 pentru cazane.

Scanned with OKEN Scanner

scară ţinînd cont de orientarea lor reală(racorduri, guri de vizitare, vizori). Pe aceste planuri sînt trecute cotele de montaj (distanţe în mm dintre axele utilajelor, dintre axele construcţiei şi axele utilajelor) în plan orizontal. Pentru aceiaşi instalaţie de rectificare, pe baza schemei tehnologice 3.2.1, s-au elaborat planurile de cotă montaj utilaje din figurile 3.2.2 şi 3.2.3.

Unul reprezintă repartizarea utilajelor pe cota 0,00 m, iar celălalt pe cota + 7,20 m.

Proiectul de montaj utilaje mai conţine şi planuri de secţionare care prezintă repartiţia utilajelor pe verticală şi cotele lor de amplasare pe înălţime. In fig.3.2.4. este prezentată o secţiune pe traseul B-B de pe planurile de cotă 0,00 şi 7,20 m.

3.2.4. PROIECTUL DE MONTAJ CONDUCTE

Acesta se elaborează pe baza proiectului de inginerie tehnologică şi a proiectului de montaj utilaje. El reprezintă prin partea sa desenată, transpunerea globală a schemei tehnologice în condiţiile construcţiei. In planurile proiectului de montaj conducte(împărţite şi ele în planuri de cotă şi secţiuni) sînt figurate utilajele(la fel ca în planurile de montaj utilaje, fără cote însă) şi în plus sînt figurate la scară toate legăturile tehnologice dintre utilaje, conform traseului lor real. Fiece conductă are înscrise pe ea aceleaşi simboluri ca în schemele de legături (număr conductă, simbol fluid, sensul de curgere, diametrul nominal, materialul de execuţie).

In aceste planuri sînt figurate coturile, teurile, armăturile, elementele de execuţie ale buclelor de automatizare şi punctele de măsură ale parametrilor. Sînt precizate aici cotele de montaj(distanţele dintre axele conductelor, dintre axele construcţiei şi axele conductelor) suporţi etc. O exemplificare a acestui tip de planuri pentru aceiaşi instalaţie de rectificare este prezentată în figurile 3.2.5 şi 3.2.6 planuri montaj conducte pentru cotele 0,00 şi 7,20 m şi 3.2.7 plan secţiune pe traseul A-A din planurile 3.2.5 şi 3.2.6.

Pentru o mai uşoară înţelegere a traseelor reale pe care urmează să le parcurgă conductele, în acest proiect sînt incluse şi aşanumitele scheme izometrice care sînt desene reprezentînd numai conductele, ţinînd cont de unghiurile pe care trebuie să le facă diverse porţiuni ale aceluiaşi traseu între ele. Aceste scheme se fac pe hîrtie specială cu caroiaj la 60^{0}.

Ele permit o privire în perspectivă a traseului. Pentru traseul 1003 C.D. In 50 OLX 1 din schema tehnologică se prezintă un

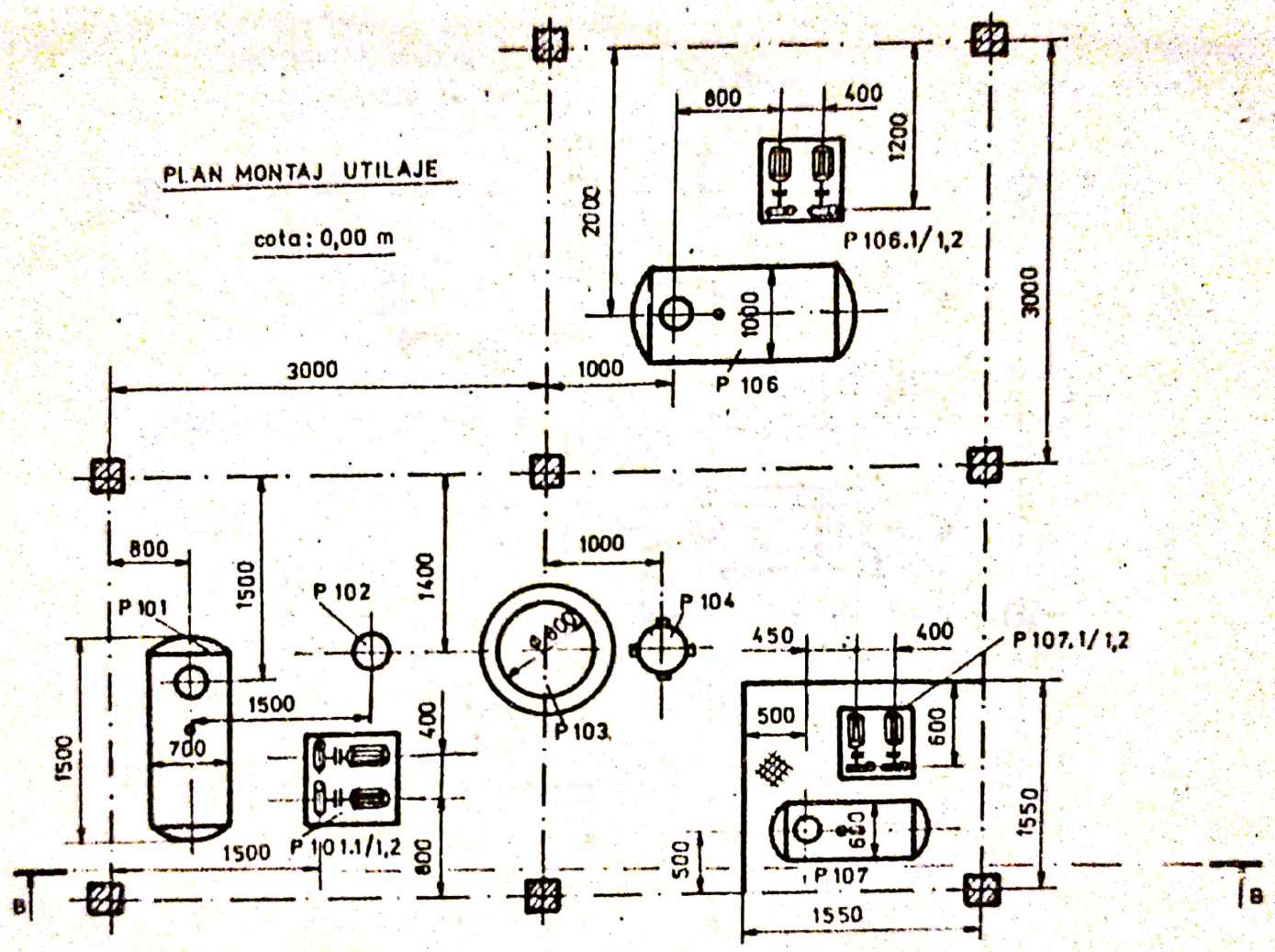


Fig.3.2.2. Instalație de rectificare. Plan montaj utilaje - cota 0,00 m.

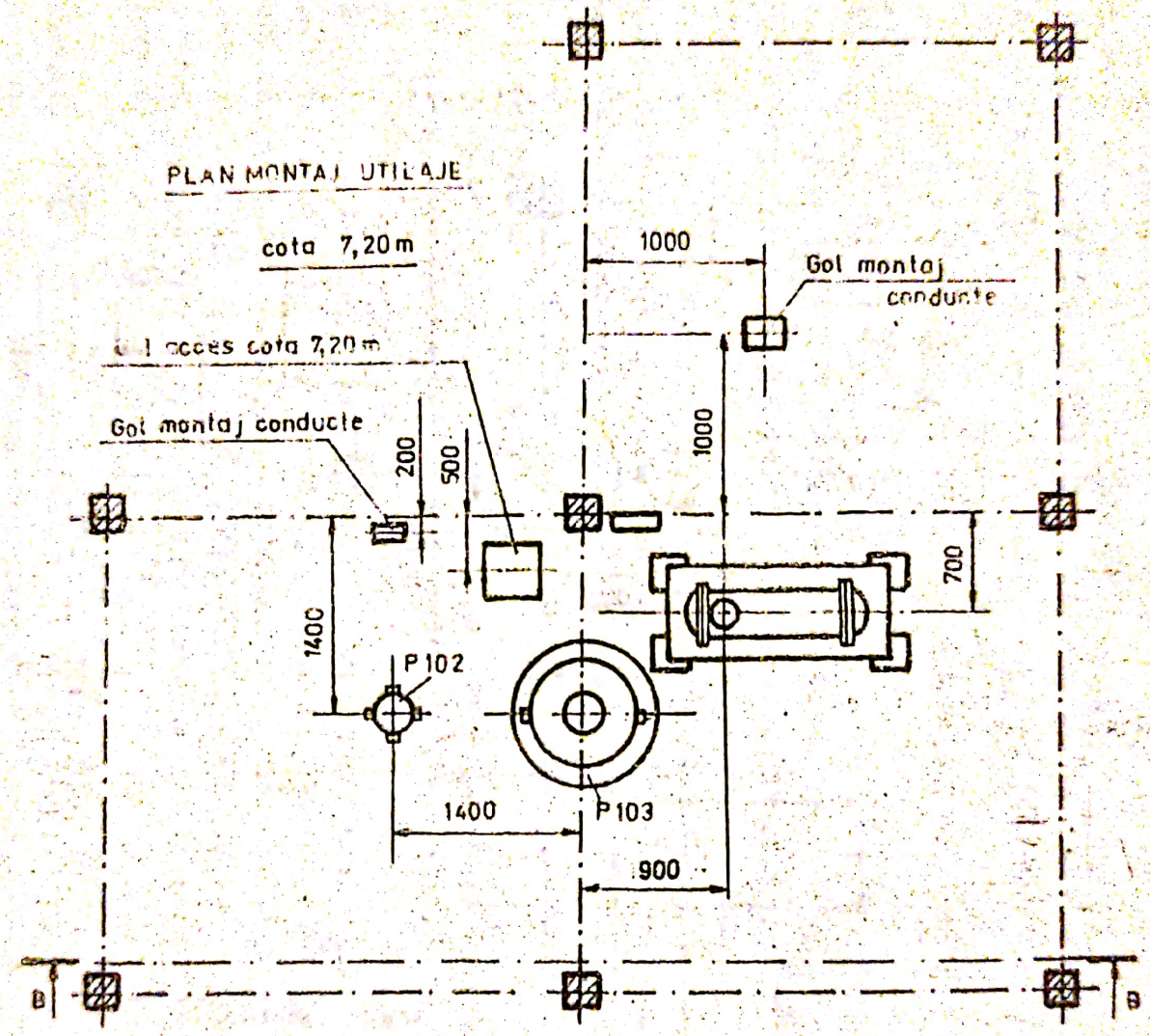


Fig.3.2.3. Instalație de redresoare. Plan montaj utilaje - cota 7,20 m.

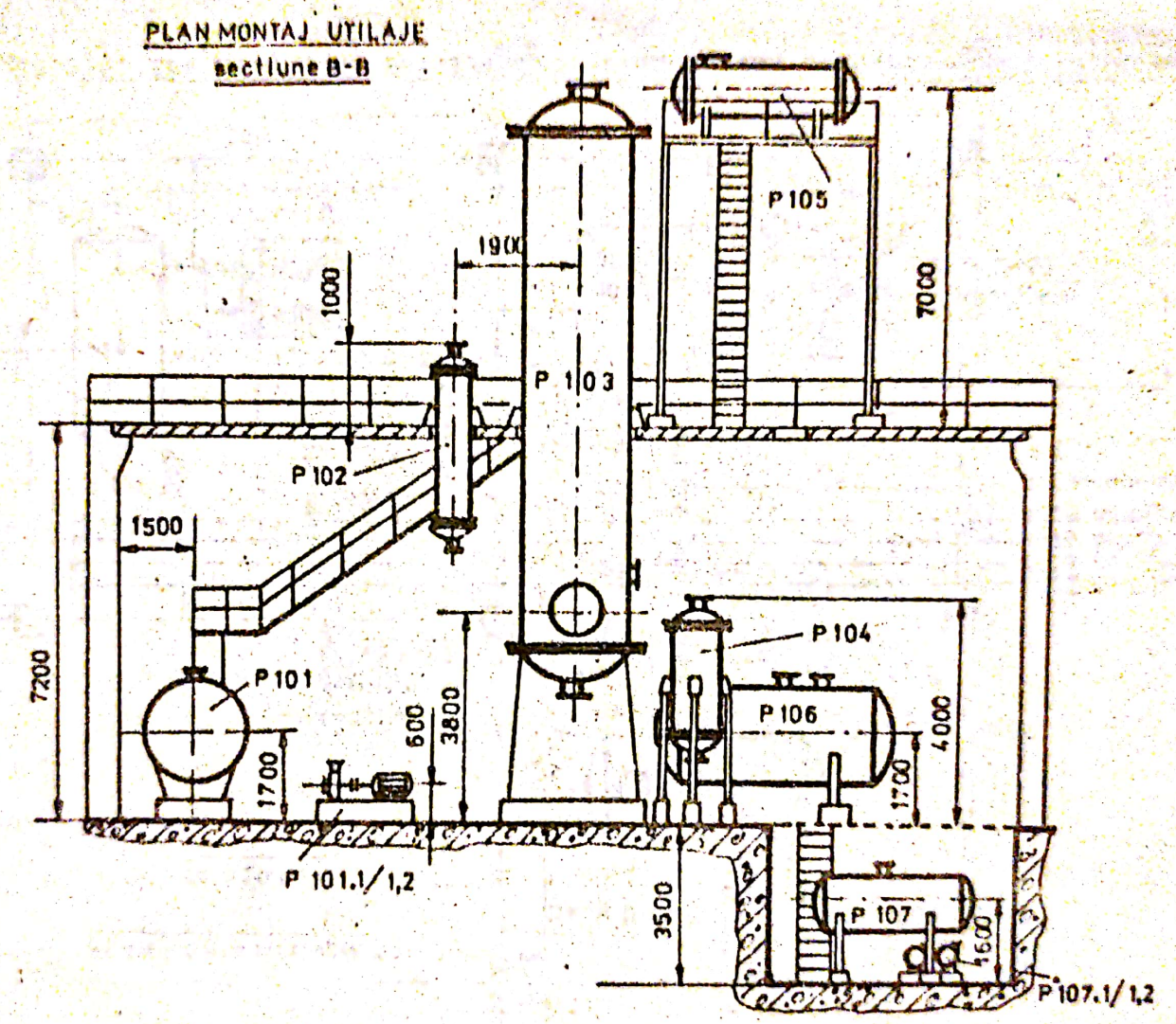


Fig.3.2.4. Instalaţie de rectificare. Plan montaj utilaje secţiune B-B.

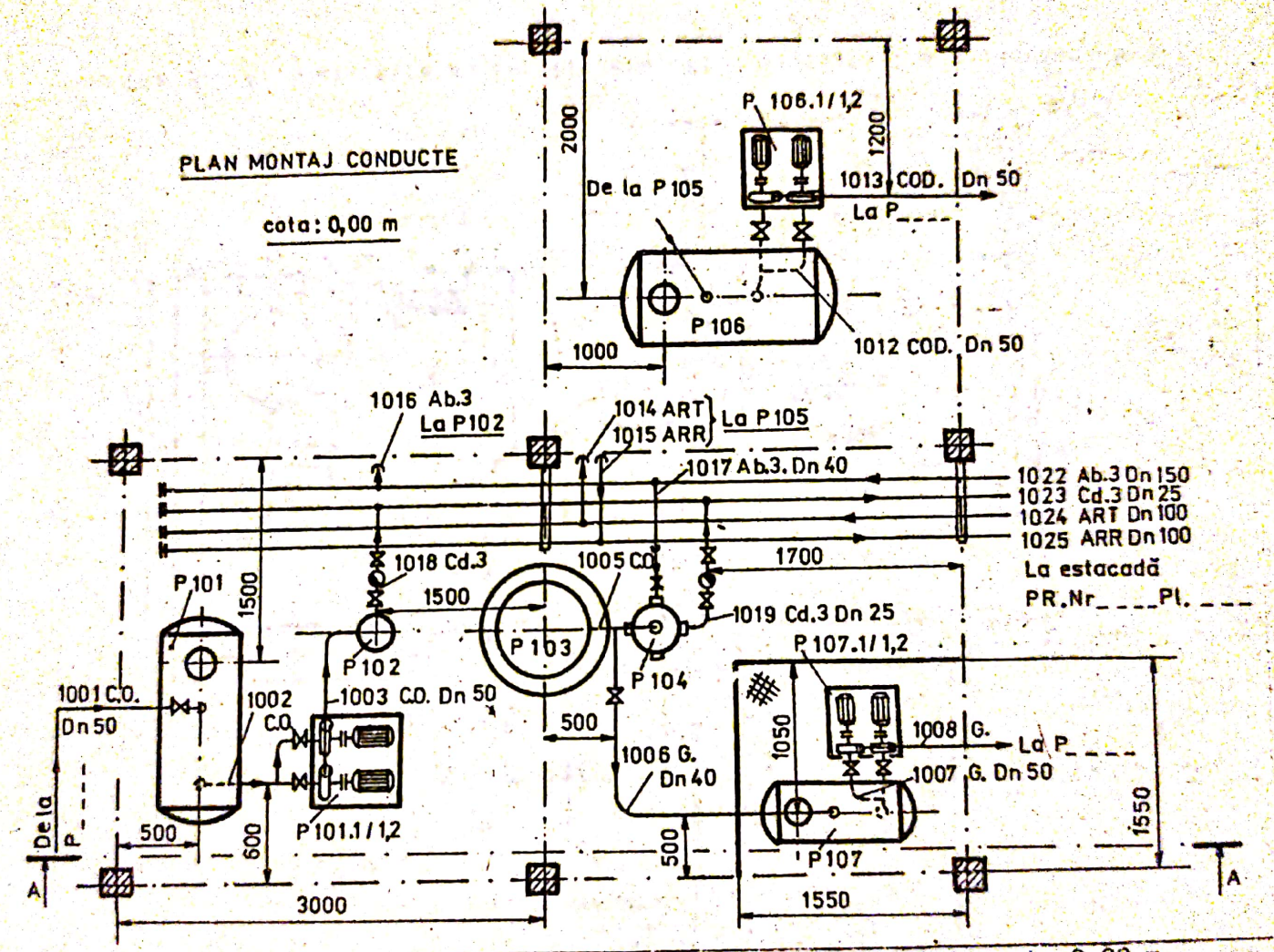


Fig.3.2.5. Instalaţie de rectificare. Plan montaj conducte - cota 0,00 m.

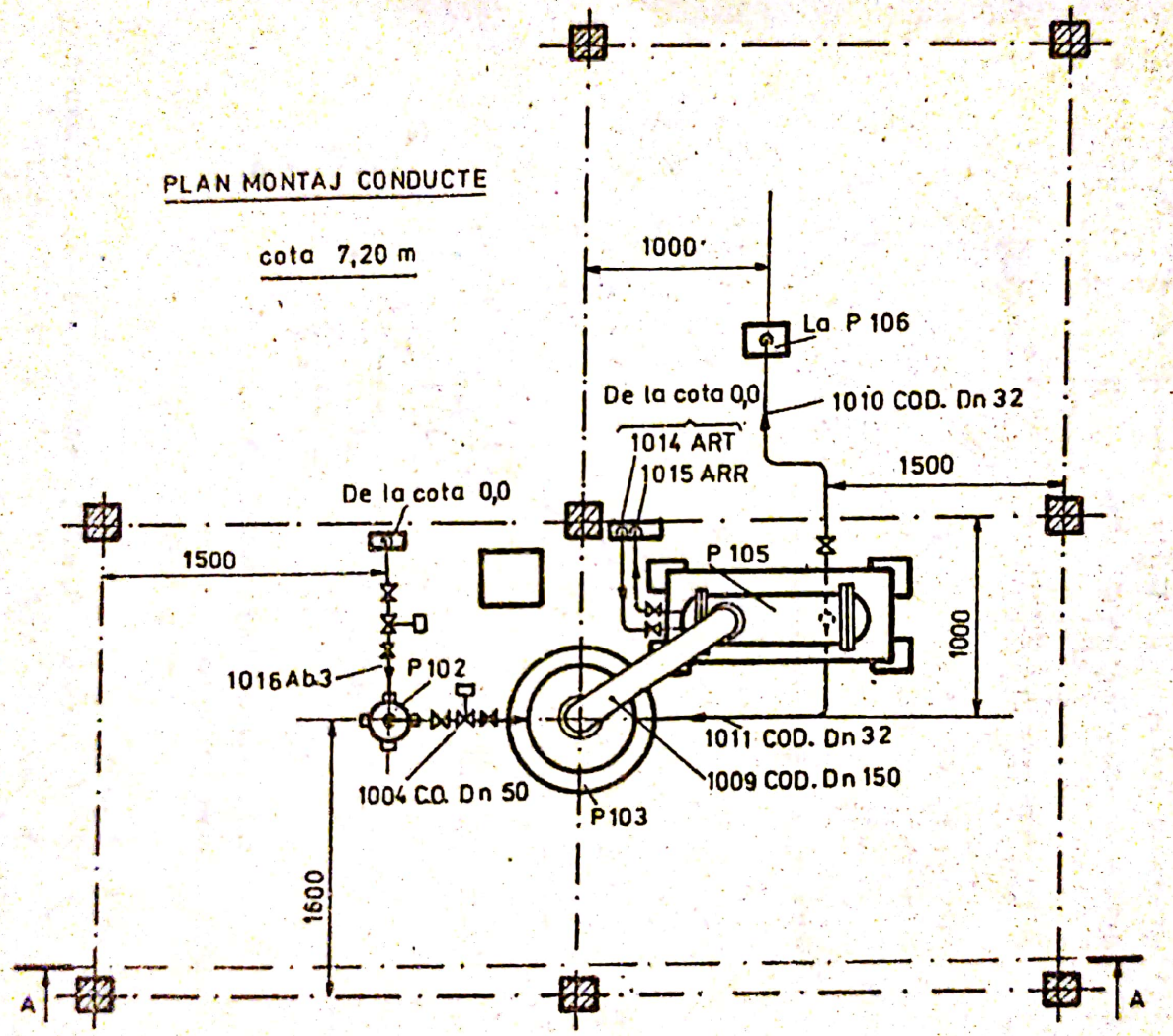


Fig.3.2.6. Instalație de rectificare. Plan montaj conducte - cota 7,20 m.

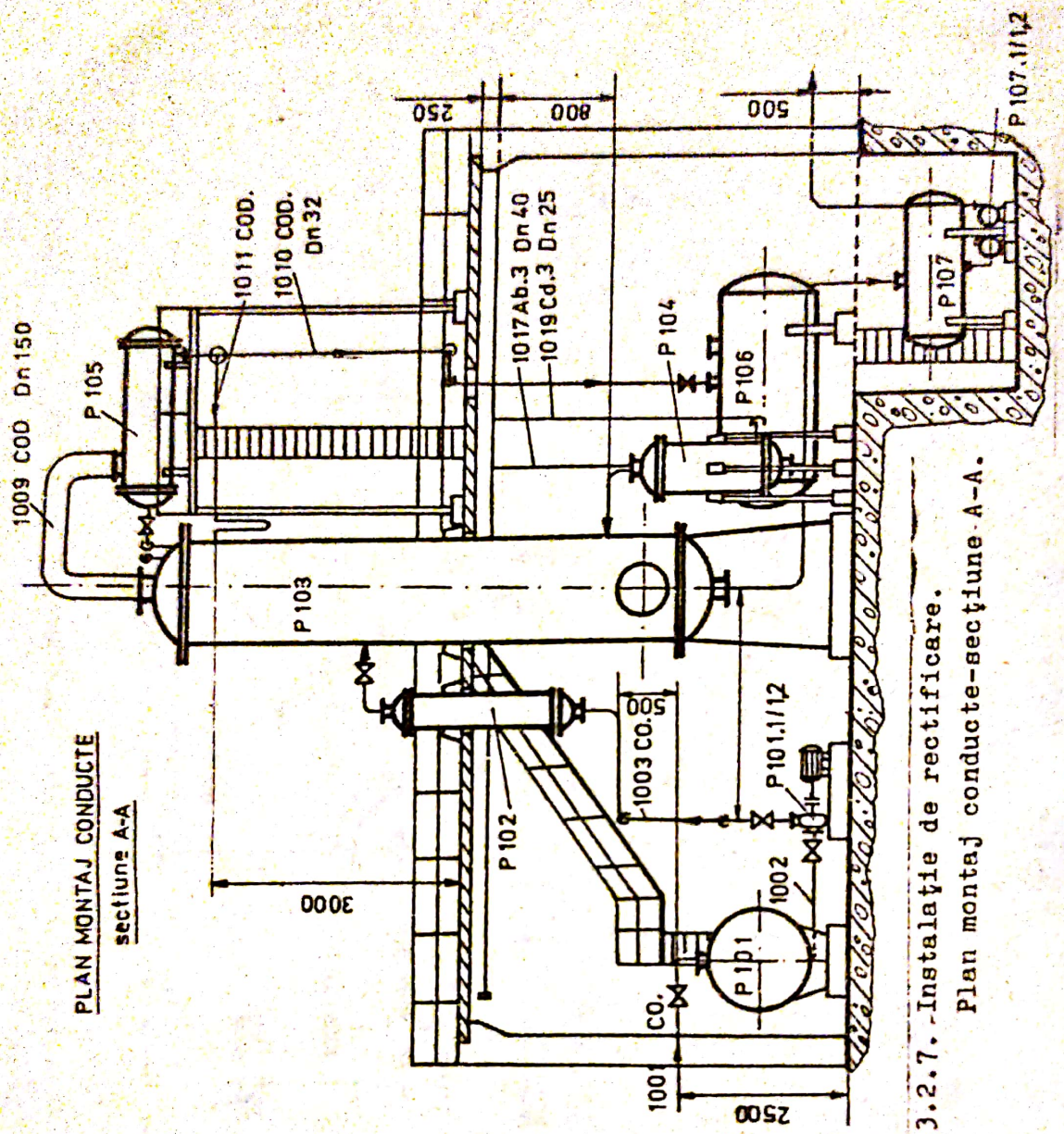


Fig.3.2.7.-Instalaţie de rectificare.
Plan montaj conducte-secţiune A-A.

desen izometric în figura 3.2.8.

Pentru a putea corela uşor schemele tehnologice cu planurile de montaj conducte şi pentru a întocmi necesarul de materiale pentru demararea lucrărilor de montaj, proiectul de montaj conducte mai conţine nişte piese numite: centralizatoare de conducte.

Acestea sînt tabele care conţin următoarele rubrici: numărul

conductei(similar cu cel de pe schema tehnologică şi de pe planul de montaj de conducte); simbolul fluidului care circulă prin conducte; utilajul de plecare şi utilajul de sosire(simbolizate prin poziţia de montaj); materialul de execuţie; diametrul nominal;lungimea în metri a traseului; numărul de coturi; teuri; flanşe; inele; oale de condens; ventile etc şi o rubrică referitoare la izolaţia care acoperă conducta. Aceasta din urmă este folosită la cumularea materialelor necesare pentru izolarea conductelor(din proiectul de izolaţii). Pentru instalaţia de rectificare pe care am exemplificat pînă acum desenele, centralizatorul de conducte este prezentat în tabelul 3.2.1.

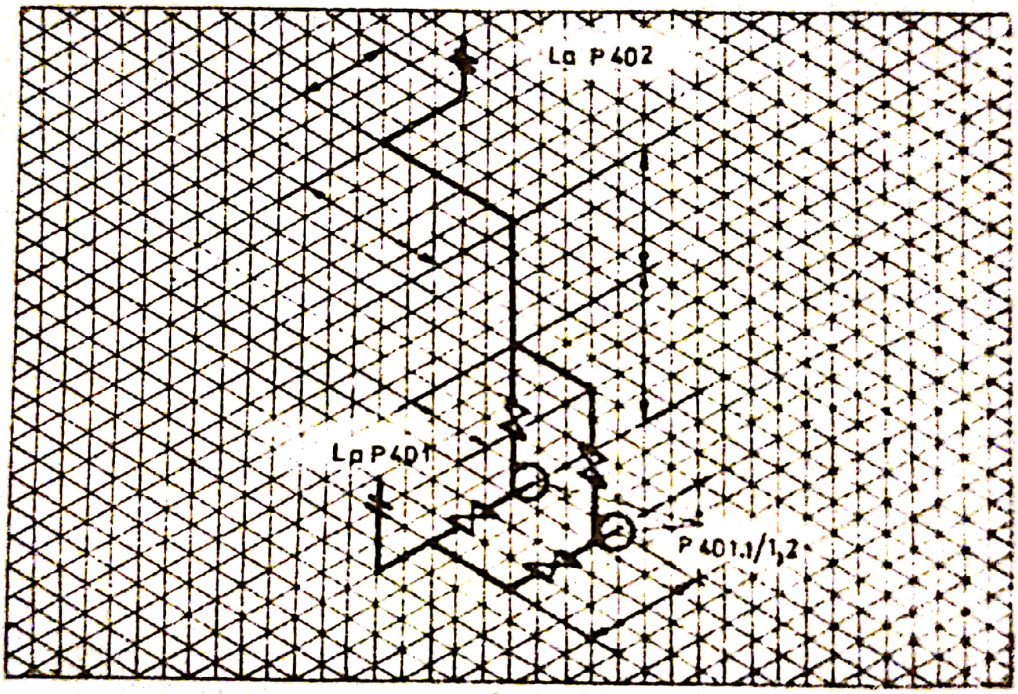


Fig.3.2.8. Instalaţie de rectificare.
Schema izometrică pentru traseul
1003 C.D. Dn50.

3.2.5. PROIECTUL DE REŢELE ELECTRICE cuprinde planuri care indică modul de alimentare cu energie electrică a utilajelor dinamice, precum şi date despre iluminat, posturi de transformare, staţii de distribuţie şi protecţie. Pe aceste planuri sînt reprezentate traseele cablurilor electrice de forţă şi de comandă pentru utilaje, iluminatul nocturn şi pentru iluminatul de siguranţă, sînt indicate de asemenea tipul cablurilor şi punctele de legături.

Simboluri:

C.O. - compus organic ;
G - gudron ;
COD - compus organic distilat;
C.I. - ape chimic pure;
Ab.3 - abur 3 ata;
Cd.3 - condens 3 ata;
ART - apă rece tur;
ARR - apă rece retur ;
VX50- ventil inox Dn 50;
V 50- ventil OL Dn 50;
OC 25-oală de condens Dn 25;
OLX_1- oţel inox W 4541 V2A ;
FPn6- flanşă de presiune nominală de 6 ata ;
C 90- cot 90°; VM50-vată minerală cu grosimea 50 mm.

Tabelul 3.2.1

Centralizator conducte

Nr.conducte	Simbol fluid	Legături de la	Legături până la	Material	Dn	Lungime (m)	Armături: Coturi Simb.	Coturi Buc.	Teuri Simb.	Teuri Buc.	Flanşe Simb.	Flanşe Buc.	Ventile Simb.	Ventile Buc.	Oale cond. Simb.	Oale cond. Buc.	Izolaţie
1001	CO	P---	P 101	OLX_1	50	15	C 90	2	-	-	F/Pn6	4	VX50	1	-	-	VM50
1002	CO	P 101	P101.1/1,2	OLX_1	50	7	C90	1	T	1	F/Pn6	7	VX50	2	-	-	VM50
1003	CO	P101.1/1,2	P102	OLX_1	50	23	C90	4	T	1	F/Pn6	7	VX50	2	-	-	VM50
1004	CO	P102	P103	OLX_1	50	4	C90	1	-	-	FPn6	12	VX50	3	-	-	VM50
1005	CO	P104	P103	OLX_1	100	2	C90	1	-	-	FPn6	2	-	-	-	-	VM100
1006	G	P103	P107	OLX_1	40	18	C90	4	T	1	FPn6	7	VX40	1	-	-	VM50
1007	G	P107	P107.1/1,2	OLX_1	50	6	C90	2	T	1	FPn6	7	VX50	2	-	-	VM50
1008	G	P107/1,2	P ---	OLX_1	50	20	C90	1	-	-	FPn6	6	VX50	2	-	-	VM50
1009	COD	P103	P105	OLX_1	150	9	C90	2	-	-	FPn10	2	-	-	-	-	VM100
1010	COD	P105	P106	OLX_1	32	38	C90	3	T	1	FPn6	6	VX32	1	-	-	VM50
1011	COD	conducta 1010	P103	OLX_1	32	6	-	-	-	-	FPn6	2	-	-	-	-	VM50
1012	COD	P106	P106.1/1,2	OLX_1	50	8	C90	2	T	1	FPn6	7	VX50	2	-	-	VM50
1013	COD	P106.1/1,2	P- - -	OLX_1	50	43	C90	2	T	1	FPn6	6	VX50	2	-	-	VM50
1014	ART	cond.1024	P105	OL	85	26	C90	3	-	-	FPn10	3	V 85	1	-	-	-
1015	ARR	P105	cond.1025	OL	85	26	C90	3	-	-	FPn10	3	V 85	1	-	-	-
1016	Ab.3	cond.1022	P102	OL	40	9	C90	2	-	-	FPn10	9	V 40	3	-	-	VM100
1017	Ab.3	cond.1022	P104	OL	40	6	C90	1	-	-	FPn10	3	V 40	1	-	-	VM100
1018	Cd.3	P102	cond.1023	OLT35	25	7	C90	1	-	-	FPn10	7	V 25	3	OC25	1	VM50
1019	Cd.3	P104	cond.1023	OLT35	25	6	C90	1	-	-	FPn10	7	V 25	3	OC25	1	VM50
1020	C.I.	P106	canaliz. chim.impură	OL	40	86	C90	12	T	6	FPn6	2	V 40	1	-	-	-
1021	C.I.	P107	cond.1020	OL	40	17	C90	3	T	1	FPn6	2	V 40	1	-	-	-
1022	Ab.3	estacadă	inst.	OLT35	100	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	VM100
1023	Cd.3	estacadă	inst.	OLT35	25	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	VM50
1024	ART	estacadă	inst.	OL	100	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
1025	ARR	estacadă	inst.	OL	100	18	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Podurile de cabluri sînt cotate putîndu-se astfel poziţiona în raport cu utilajele. Acest proiect este derivat din planurile de montaj utilaje, corelate cu planurile de construcţie şi cu cele de montaj conducte.

3.2.6. PROIECTUL DE AUTOMATIZARE este realizat pe baza schemelor tehnologice şi a proiectului de montaj conducte corelat cu proiectul de construcţie.

Conţine planurile tuturor traseelor de cabluri şi conducte de aer comprimat prin care se transmit semnalele de automatizare (electrice sau pneumatice) de la traductoare pînă la regulatoare şi de la regulatoare la elementele de execuţie.

In acest proiect sînt specificate tipul şi caracteristicile fiecărui aparat de măsură şi control. Proiectul conţine de asemenea schemele de legături electrice şi pneumatice între tablourile de comandă şi aparatura de cîmp. Numerele şi simbolurile înscrise pe buclele de reglare din schema tehnologică trebuie să se găsească în acest proiect.

3.2.7. PROIECTUL DE RETELE EXTERIOARE - prezintă totalitatea reţelelor exterioare(subterane sau la suprafaţă) prin care sînt vehiculate materiile prime, utilităţile, de la punctele de proveniență şi pînă în instalaţie sau între diversele părţi ale aceleiaşi instalaţii. Cuprinde desene în care sînt reprezentate în plan şi în secţiuni estacadele exterioare şi traseele de conducte subterane. Pe aceste planuri sînt trecute cote de montaj, noduri de distribuţie, puncte de manevră, puncte de golire.

3.2.8. PROIECTUL DE CANALIZARE conţine planuri în care sînt reprezentate canalizările interioare ale instalaţiei precum şi cele exterioare pentru: ape meteoritice, apă chimic impure, ape menajere, ape convenţional curate.

In aceste proiecte pot fi incluse traseele de distribuţie a apei de incendiu şi dispoziţia hidranţilor, precum şi reţele de apă termoficată şi plasarea caloriferelor în instalaţie.

3.2.9. PROIECTUL DE IZOLATIE cuprinde date despre: utilajele şi conductele ce trebuie izolate, grosimea şi tipul izolaţiei, materialele cu care se protejează izolaţiile. Este alcătuit din două capitole: izolaţii utilaje şi izolaţii conducte şi se elaborează pe baza proiectului de inginerie tehnologică, a proiectelor de execuţie a utilajelor precum şi a centralizatoarelor de conducte din proiectul de montaj conducte.

Scanned with OKEN Scanner

3.2.10. PROIECTUL DE VENTILAȚIE. Se elaborează dacă tehnologia produce substanțe nocive ce se pot degaja în incinte închise, sau dacă există faze ale procesului tehnologic ce impun climatizarea încăperilor. El cuprinde: planuri în care sînt reprezentate pozițiile de montaj ale ventilatoarelor, tipul lor, cotele de amplasare, tubulaturile de introducere și evacuare a aerului, baterii de încălzire sau răcire, filtre de aer, camere de umidificare etc. Aceste planuri derivă din planurile de montaj conducte.

3.2.11. PROIECTUL DE SUPRAPUNERE REȚELE.

Toate proiectele enumerate pînă acum sînt elaborate de colective de ingineri specializați fiecare în domeniul respectiv, care lucrează independent, pe baza temelor de proiectare elaborate de colectivele de tehnologi și montajiști. Din acest motiv există riscul ca traseele de conducte să se intersecteze cu cele de cabluri sau cu tubulaturile de ventilație. Pentru a evita acest lucru, încă din faza de proiectare se elaborează așa numitele planuri de suprapunere rețele pe care sînt reprezentate toate traseele ce vor fi montate în instalație (conducte, cabluri electrice de forță, cabluri electrice de comandă, cabluri AMC, tubulaturi de ventilație) cu cotele lor de amplasare. Pe aceste planuri se pot vedea eventualele neconcordanțe, ele fiind cele mai complexe planuri elaborate în cadrul activității de proiectare.

3.2.12. MANUALUL DE OPERARE. Este ultimul document elaborat. El conține instrucțiuni de exploatare, listele de parametri cu limitele de variație ale lor, operațiile ce se execută la pornirea sau oprirea diferitelor faze ale procesului. Tot manualul de operare conține date despre analizele de laborator ce trebuie efectuate, despre calitatea apelor ce se elimină din instalație, instrucțiuni de protecția muncii și prevenirea incendiilor specifice fiecărui loc de muncă în parte.

Pe baza manualului de operare se elaborează instrucțiunile de lucru din instalația respectivă.

Scanned with OKEN Scanner

PARTEA A II-A. METODOLOGIA DE PROIECTARE ADAPTATA LA PROCESUL DIDACTIC

Scanned with OKEN Scanner

Prima parte a îndrumarului cuprinde o succintă prezentare a metodologiei folosite în institutele de proiectări pentru industria chimică, a fazelor proiectării, precum şi a legislaţiei referitoare la această activitate.

Realizarea unui proiect, pentru o uzină de profil chimic, impune colaborarea unui număr mare de specialişti: ingineri chimişti, ingineri mecanici, ingineri electronişti, automatişti, constructori, arhitecţi, etc. Inginerului chimist îi revine sarcina de a realiza o anumită parte din laborioasa activitate de proiectare, partea cea mai dificilă, cuprinsă, în principal, în proiectul de inginerie tehnologică.

Intre proiectul unei uzine sau instalaţii, realizat într-un institut de proiectări şi cel realizat în învăţământul superior de către studenţi, inevitabil, trebuie să existe diferenţe. Proiectul de an are scop didactic, scopul de a obişnui viitorul specialist, în proces de formare, să conceapă o tehnologie, să aleagă, pe baza unei analize critice, utilajele adecvate pentru realizarea operaţiilor, să le dimensioneze şi să stabilească condiţiile de operare. In al doilea rînd, proiectul de an, se impune a fi realizat de un singur student.

La disciplina de "Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică" studenţii întocmesc primul proiect de inginerie chimică. Ca urmare, s-au selectat patru teme pentru care literatura oferă toate datele de proiectare. Fiecare temă abordează o tehnologie ce necesită o instalaţie formată din utilaje diferite, ceea ce oferă studenţilor posibilitatea de a aplica, pentru proiectarea acestora, un volum mare din cunoştinţele căpătate la curs. De asemenea, studenţii sînt feriţi de a-şi forma o viziune deformată asupra acestei activităţi, viziune generată de extrapolarea şi admiterea unor date. O asemenea modalitate de lucru poate fi practicată, în cazul tehnologiilor în premieră, numai de ingineri cu o bogată experienţă în activitatea de proiectare.

Partea a doua a îndrumarului prezintă detaliat conţinutul proiectului, temele de proiectare, metodologia şi algoritmii de calcul a utilajelor, problemele de măsură, control şi reglare a parametrilor, de tehnica securităţii şi igiena muncii, precum şi indicaţii cu privire la forma finală a proiectului.

CAP.4. CONTINUTUL PROIECTULUI DE AN.

Proiectele prezentate de studenţi, în forma finală, indiferent de tema abordată, trebuie să posede aceeaşi structură şi acelaşi conţinut. Ele vor cuprinde opt capitole numerotate cu 1,2..., 8. In cadrul acestui capitol, din îndrumar, ele sînt numerotate cu 4.1, 4.2 . . . etc.

Proiectul va avea plasat la început, pe primele pagini, cuprinsul. In cuprins se trec capitolele, suboapitolele şi paragrafele, însoţite de numărul paginii la care pot fi găsite. Spre exemplu:

Cap.1. Tema de proiectare - - - - - - - - - - - - - - 3
Cap.2. Procese tehnologice de fabricaţie; procesul tehnologic adoptat - - - - - - - - - - - - - - - 5
Cap.3. Dimensionarea tehnologică a utilajului - - - 10
3.1. Dimensionarea coloanei de absorbţie - - - 12
3.1.1. Calculul diametrului - - - - - - - - - 14
3.1.1.1. Viteza de înec - - - - - - - - - - 15
3.1.1.2. Viteza de operare - - - - - - - - 16

In continuare se discută capitolele în ordinea în care vor fi transcrise în proiectul de an şi se precizează conţinutul fiecăruia.

4.1. TEMA DE PROIECTARE

Temă este prezentată în prima şedinţă de către cadrul didactic. Ea conţine toate datele necesare pentru efectuarea proiectului. Fiecare viitor proiectant, în scop stimulativ, va primi date de proiectare diferite. Tema de proiectare este însoţită de schema operaţiilor.

Tematica proiectelor de an este următoarea:

- Instalaţie de separare a unui amestec lichid omogen prin rectificare continuă;
- Instalaţie pentru separarea continuă prin absorbţie a unui component dintr-un amestec gazos;
- Instalaţie pentru concentrarea continuă a soluţiilor lichide prin evaporare;
- Instalaţie pentru uscarea continuă a materialelor solide.

Tema predată de cadrul didactic se transcrie în formă completă şi formează primul capitol al proiectului.

4.2. PROCESE TEHNOLOGICE DE FABRICATIE; PROCESUL TEHNOLOGIC ADOPTAT.

Aceste probleme formează cel de al doilea capitol al proiectului de an.

O operaţie - separarea componenţilor unui amestec lichid sau gazos omogen, concentrarea unei soluţii sau uscarea unui material- se poate realiza prin mai multe procedee(v.cap.6). Fiecare procedeu va fi discutat critic şi pe această bază se justifică varianta tehnologică adoptată. Spre exemplu, un amestec gazos se poate separa prin următoarele procedee:

- absorbţia unui component sau grup de componenţi într-un lichid;
- adsorbţia cu ajutorul unui adsorbant selectiv;
- lichefierea şi separarea prin rectificare;
- atmoliza;
- difuziunea prin membrane selective;
- sub acţiunea unui gradient de presiune, etc.

Fiecare procedeu prezintă avantaje şi dezavantaje legate de costul investiţiei şi al exploatării, complexitatea utilajului, posibilităţile de execuţie şi condiţiile de exploatare, consumurile de materii prime şi calitatea produselor, factorii de risc, etc. Prin confruntarea acestora, în corelaţie cu posibilităţile şi condiţiile reale de realizare, se stabileşte varianta tehnologică optimă.

In cadrul acestui capitol se vor prezenta, pe rînd, toate procedeele de realizare a operaţiei, cu avantajele şi dezavantajele fiecăreia, iar în final se va justifica procesul tehnologic adoptat.

Etapa următoare priveşte sinteza procesului tehnologic, luînd în considerare schema operaţiilor din tema de proiectare(v.cap.5) şi procesul tehnologic adoptat. Se va întocmi o schemă a procesului tehnologic însoţită de o descriere detaliată şi se va alege utilajul pentru fiecare operaţie.

Alegerea utilajului priveşte numai aspectele principale, ca, de exemplu, regimul de funcţionare - continuu sau discontinuu -sau, dacă este vorba, de exemplu, de o coloană de absorbţie, modul de contactare a fazelor- în trepte sau diferenţial. Celelalte detalii constructive urmînd să fie stabilite în cadrul capitolului referitor la dimensionarea utilajului.

4.3. DIMENSIONAREA TEHNOLOGICA A UTILAJULUI.

Capitolul 3 al proiectului de an - dimensionarea utilajului- constituie partea esenţială, de bază, revenindu-i peste 80% din întregul conţinut.

Dimensionarea utilajelor se va face în ordinea indicată de către conducătorul de proiect. In general se dimensionează, în primul rînd, utilajul pentru operaţia principală a procesului tehnologic, după care urmează utilajele secundare.

Dimensionarea fiecărui utilaj se realizează numai după ce s-a stabilit cu exactitate varianta constructivă şi s-a ales materialul de construcţie. Varianta constructivă aleasă rezultă pe baza unei discuţii critice a calităţilor şi deficienţelor ce le prezintă diverse tipuri de utilaje recomandate pentru realizarea operaţiei abordate. Funcţie de proprietăţile materiilor prime, auxiliare, a produselor finite şi a utilităţilor se vor alege materialele necesare pentru construcţia utilajului(v.cap.12).

Pentru domensionarea fiecărui utilaj trebuiesc fixaţi, de la început, un număr minim de parametrii(grade de libertate) care definesc regimul de funcţionare. Spre exemplu, pentru o coloană de separare prin rectificare a unui amestec binar sînt necesari 8 parametrii(numărul componenţilor plus şase).

Dimensionarea celor mai multe utilaje porneşte de la bilanţurile de materiale şi termice, a consumului de utilităţi, urmată de calculul suprafeţelor de transfer de căldură sau masă, calculul principalelor cote(diametru, înalţime,etc) şi a unor detalii constructive(elementele ce formează un taler, diametrul racordurilor, grosimea izolaţiei,etc) conform indicaţiilor din capitolul 7.

Se recomandă ca toate calculele să fie însoţite de la început de comentarii, justificări şi interpretări, aşa încît, la transcriere, să nu mai necesite completări.

Structura subcapitolelor ce conţin calculele utilajelor, trebuie să fie, pe cît posibil, uniformă. Pentru majoritatea utilajelor se poate respecta următoarea structură:

- alegerea tipului de utilaj;
- alegerea materialelor de construcţie;
- bilanţuri de materiale;
- bilanţuri termice;
- stabilirea condiţiilor de operare;
- calculul suprafeţei de transfer de căldură sau de masă;
- calculul principalelor cote ale utilajului;

Scanned with OKEN Scanner

- calculul unor detalii constructive;
- fişa tehnică.

Proprietăţile fizice ale substanţelor cu care se operează ca şi alte date, preluate din literatură, vor fi însoţite de citate bibliografice. Citatele din manuale şi tabele vor fi însoţite de numărul paginii, de exemplu [21] p.79.

4.4. CONSUMURI DE MATERII PRIME, AUXILIARE SI UTILITATI

Capitolul 4 al proiectului de an va aborda, în primul rînd, problema materiilor prime(amestecuri omogene lichide sau gazoase, soluţii diluate, materiale solide umede, etc), scoţînd în evidenţă: debitele, proprietăţile, modul de transport şi depozitare, restricţii în condiţiile de operare impuse de proprietăţi, consumurile specifice, etc. Funcţie de regimul de lucru şi fondul anual de timp se vor calcula consumurile anuale(v.cap.8).

Se va întocmi lista materialelor auxiliare, se vor preciza proprietăţile şi se vor calcula consumurile anuale şi specifice, conform tabelului prezentat în capitolul 8.

Utilităţile solicitate de procesul tehnologic ales vor fi prezentate pe rînd, la fiecare se vor preciza proprietăţile, consumurile anuale, orare şi specifice, iar în final rezultatele se vor tabela(v.cap.8).

4.5. APARATE DE MASURA, CONTROL SI AUTOMATIZARE.

Capitolul 5 al proiectului de tratează problema aparatelor de măsură, control şi automatizare a instalaţiei proiectate.

In prima fază, pentru a asigura buna funcţionare a instalaţiei, se vor stabili:

- parametrii ce trebuiesc măsuraţi;
- parametrii ce trebuiesc reglaţi.

Pe această bază se va preciza tipul de automatizare: parţială sau complexă(v.cap.9).

Plecînd de la schema procesului tehnologic se va întocmi schema de automatizare. Pe schemă se va preciza pentru fiecare aparat parametrul reglat şi funcţia aparatului(v.cap.9).

In partea scriptică a capitolului se va justifica necesitatea măsurării sau reglării fiecărui parametru, se vor alege aparatele necesare, din cataloagele uzinelor producţoare(v.cap.9) şi se va comenta schema de automatizare.

4.6. TEHNICA SECURITATII SI IGIENA MUNCII, MASURI PSI, EPURAREA APELOR UZATE SI PROTECTIA MEDIULUI AMBIANT.

In capitolul 6 al proiectului se vor trata, în corelaţie cu instalaţia proiectată, problemele de protecţia muncii, măsurile PSI, epurarea apelor uzate şi protecţia mediului ambiant(v.cap.10).

Referitor la protecţia muncii, se va face un inventar a noxelor şi surselor de accidente existente în instalaţie. In continuare, se vor stabili măsurile de prevenire a accidentelor de muncă, în conformitate cu legile, decretele şi normele în vigoare.

De asemenea se vor preciza măsurile ce trebuiesc luate imediat în cazul unor accidente.

Instalaţia se va echipa cu mujloacele necesare pentru stingerea incendiilor. Se vor stabili, conform legilor, normele de prevenirea incendiilor(v.cap.10).

In cazul tehnologiilor generatoare de gaze şi ape reziduale, se vor stabili măsurile şi mijloacele de "neutralizare" a acţiunilor dăunătoare, în vederea eliminării acestora în atmosferă sau în apele curgătoare. Măsurile au drept scop protecţia mediului ambiant şi asigurarea securităţii muncii.

4.7. AMPLASAREA, MONTAJUL SI EXPLOATAREA INSTALATIEI.

Capitolul 7 al proiectului de an tratează problemele de amplasare, montaj şi exploatare a instalaţiei.

Amplasarea utilajelor instalaţiei se va face pe baza principiilor şi normelor generale(v.cap.11). Planşa de amplasare în două vederi constituie una din piesele desenate ale proiectului.

In cadrul acestui capitol se vor comenta criteriile avute în vedere la întocmirea planului de amplasare şi se vor justifica cotele de amplasare. Se vor discuta diverse variante posibile şi se va justifica varianta aleasă(v.c.13).

Partea de montaj se referă atît la utilaje cît şi la conducte. In proiect se prezintă condiţiile de montaj - introducerea şi rezemarea utilajelor - şi se etapizează întreaga operaţie.

Exploatarea instalaţiei - etapa scop - necesită instrucţiuni cu privire la: parametrii tehnologici, limitele de variaţie a acestora, descrierea utilajelor şi modul de funcţionare, etc. In proiectul de an se vor trece aceste instrucţiuni.

Scanned with OKEN Scanner

4.8. PIESE DESENATE.

Proiectul de an conţine mai multe piese desenate: schiţe, scheme, grafice, planşe de amplasare a utilajelor şi conductelor, planşe de execuţie pentru utilaje, etc.(v.cap.13).

In general, piesele desenate ce se introduc în textul proiectului se vor executa cu creionul sau cu tuş direct pe foaia proiectului sau pe o foaie separată(hîrtie milimatrică, calc, hîrtie velină) lipită de foaia proiectului.

Planşele de amplasare(în două vederi) şi de execuţie a unui utilaj se vor întocmi, în primă fază, pe hîrtie milimetrică, respectîndu-se formatele standardizate. De pe hîrtia milimetrică se vor copia(în creion sau tuş) pe calc sau pe o altă hîrtie milimetrică(fără ştersături). Impăturirea se face conform STAS. Ambele planşe vor fi ataşate la sfîrşitul proiectului.

Toate piesele desenate vor fi executate în conformitate cu normele desenului tehnic.

4.9. BIBLIOGRAFIA.

Ultima parte, capitolul 9, conţine bibliografia folosită pentru realizarea proiectului. Bibliografia va fi întocmită conform indicaţiilor din capitolul 13 al îndrumarului. Ea va conţine, în afară de manuale, monografii şi articole de revistă, STAS-uri, legi, norme, etc.

Scanned with OKEN Scanner

CAP.5. TEME DE PROIECTARE.

5.1. Temă pentru întocmirea proiectului "Instalaţie de separare a unui amestec omogen lichid prin rectificare continuă".

5.1.1. PREZENTAREA TEMEI

Să se întocmească proiectul de inginerie tehnologică pentru o instalaţie de separare a unui amestec binar omogen lichid prin rectificare continuă. Se dau următoarele date necesare pentru proiectare:

- componentele amestecului binar lichid omogen;
- debitul lichidului de alimentare, kg/h;
- compoziţia amestecului de alimentare, % moli component uşor volatil;
- compoziţia distilatului, % moli component uşor volatil;
- compoziţia reziduului, % moli component uşor volatil;
- temperatura amestecului de alimentare, °C;
- temperatura refluxului, °C;
- presiunea de lucru la partea superioară a coloanei de rectificare, ata;
- presiunea aburului utilizat ca agent termic în instalaţie, ata.

Instalaţia de rectificare este amplasată într-un Combinat chimic de profil şi este racordată la reţelele de utilităţi existente. Instalaţia poate fi complet automatizată şi funcţionează în regim continuu 330 zile/an cu trei schimburi de 8 ore.

5.1.2. SCHEMA BLOC SI MODUL DE OPERARE.

Principalele operaţii implicate în separarea amestecului binar lichid omogen sînt redate în figura 5.1.1.

Amestecul iniţial, F, care se introduce în coloana de rectificare, este încălzit pînă la temperatura de fierbere în două etape. In prima etapă se recuperează energia calorică a reziduului, W, evacuat din blazul coloanei, iar în etapa a doua încălzirea se face cu abur. Pentru vaporizarea lichidului din blazul coloanei se utilizează ca agent termic abur.

Vaporii evacuaţi la vîrful coloanei de rectificare sînt condensaţi fără răcirea condensului. O parte din lichidul rezultat este reintrodusă la vîrful coloanei sub formă de reflux, L, iar cealaltă parte, care constituie distilatul, D, este răcită. Ca agent de răcire în instalaţie se utilizează apa industrială.

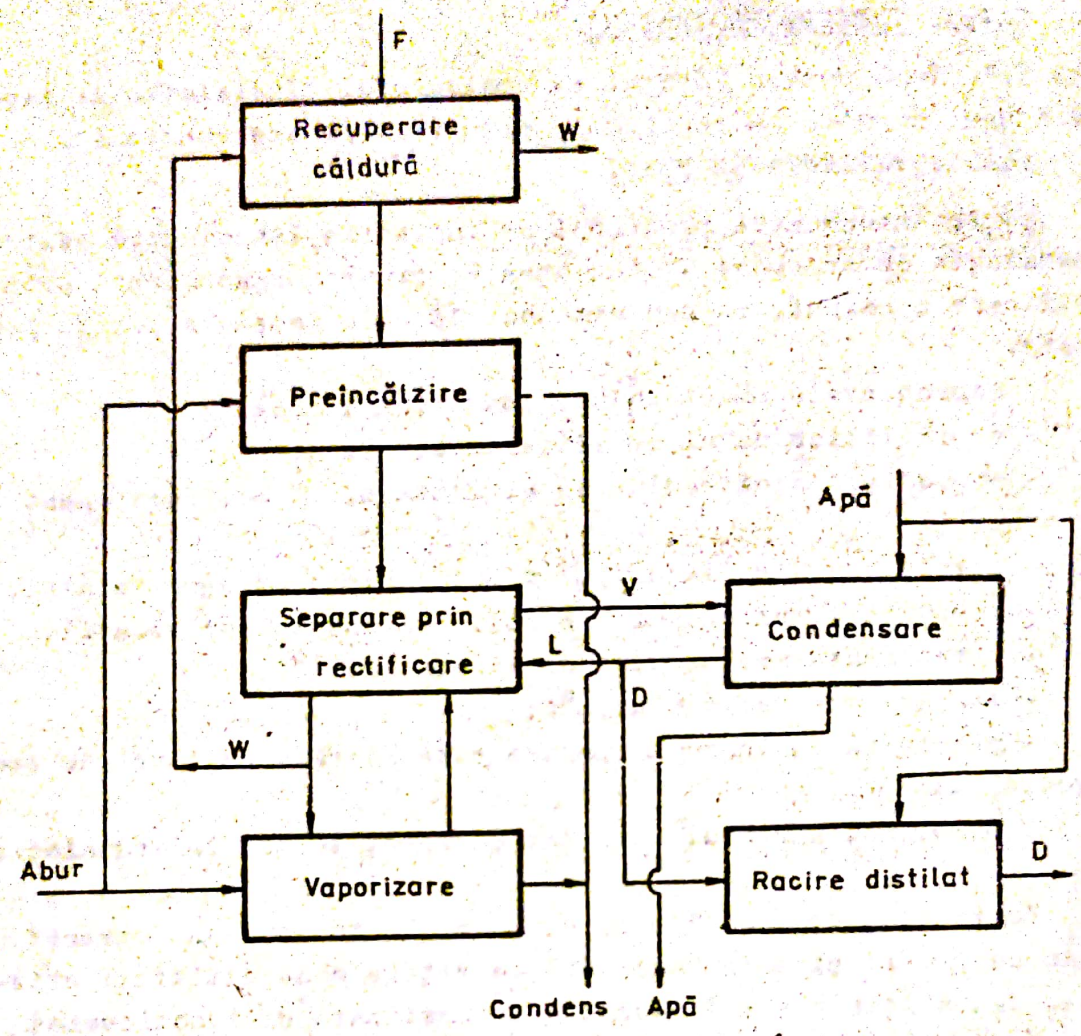


Fig.5.1.1. Schema bloc a instalaţiei de rectificare.

5.1.3. UTILAJE CE URMEAZA A FI PROIECTATE.

Pentru proiectarea instalaţiei de separare prin rectificare este necesară dimensionarea următoarelor utilaje:

- coloană de rectificare continuă;
- cameră de încălzire a blazului;
- condensator pentru vaporii de la vîrful coloanei;
- recuperator de căldură pentru preîncălzirea amestecului de alimentare şi răcirea reziduului;
- preîncălzitor pentru aducerea amestecului de alimentare la temperatura de fierbere de pe talerul de alimentare;
- răcitor pentru distilat;

- rezervoare de aşteptare pentru lichid de alimentare, reflux şi distilat;

- pompă pentru transportul lichidului de alimentare din rezervorul de aşteptare la coloana de rectificare.

5.2. TEMA PENTRU INTOCMIREA PROIECTULUI.

"Instalaţie de separare continuă a unui component dintr-un amestec gazos prin absorbţie".

5.2.1. PREZENTAREA TEMEI

Să se întocmească proiectul de inginerie tehnologică pentru o instalaţie de separare continuă a unui component A dintr-un amestec gazos binar A+B prin absorbţie în apă sau într-o soluţie apoasă diluată. Acest procedeu de separare presupune totodată şi realizarea desorbţiei componentului A din soluţia rezultată la absorbţie.

Se dau următoarele date de proiectare:

- presiunea de lucru la absorbţie;
- debitul de amestec gazos ce urmează a fi prelucrat în instalaţie;
- compoziţia amestecului gazos iniţial;
- debitul de produs finit;
- debitul de absorbant;
- concentraţia solutului în absorbant;
- temperatura absorbantului la intrare;
- presiunea aburului utilizat la desorbţie;
- temperatura de intrare a soluţiei la desorbţie.

Utilităţile se vor asigura din cadrul întreprinderii în care urmează a se realiza investiţia. Pentru funcţionarea instalaţiei sînt necesare următoarele utilităţi:

- energie electrică 380 V/50Hz şi 220 V/50Hz;
- abur tehnologic avînd parametrii(presiunea şi conţinutul de umiditate);
- apă de răcire(temperatura);
- apă potabilă;
- aer instrumental.

Instalaţia poate fi automatizată complet şi funcţionează în regim continuu 330 de zile pe an cu 3 schimburi a 8 ore.

5.2.2. SCHEMA BLOC SI MODUL DE OPERARE

In figura 5.2.1 este prezentată schema bloc pentru procedeul de separare a componentului A dintr-un amestec gazos prin absorbţie.

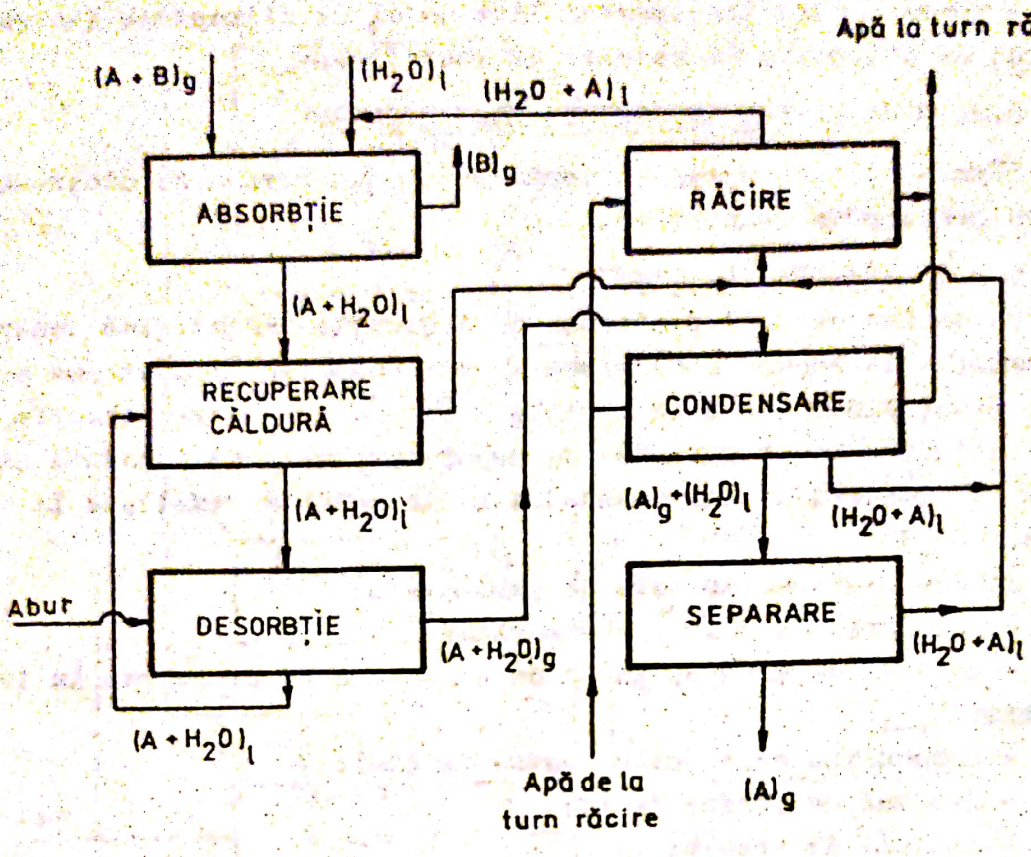


Fig.5.2.1. Schema bloc a instalației de absorbție.

Conform fig.5.2.1 procedeul tehnologic de separare este alcătuit din șase operații distincte: absorbție, recuperare căldură, desorbție, condensare, răcire și separare picături. Amestecul gazos A și B este supus absorbției pentru reținerea lui A în apă sau într-o soluție diluată de A. Soluția obținută este preîncălzită cu lichidul rezultat la desorbție și introdusă la desorbție unde rezultă o fază lichidă și una gazoasă care conține A și vapori de apă. Vaporii din amestecul gazos sînt condensați iar componentul A obținut, înainte de a fi trimis la beneficiar este trecut printr-un separator de picături unde picăturile sînt reținute, iar gazul rezultat este trimis spre utilizare. Soluția rezultată la desorbție după recuperarea căldurii este răcită cu apă de la turnuri de răcire și apoi intră în coloana de absorbție.

5.2.3. UTILAJE CE URMEAZA A FI PROIECTATE.

Instalația pentru separarea continuă a componentului A prin absorbție dintr-un amestec gazos A+B va cuprinde următoarele.

utilaje:

-coloană de absorbţie;
-coloană de desorbţie;
-recuperator de căldură;
-condensator;
-răcitor;
-rezervor de aşteptare pentru soluţie;
-separator de picături;
-ventilator(suflante);
-pompe centrifuge pentru transportul soluţiei apoase la coloana de desorbţie;
-aparate de măsură, control şi reglare automată.

In prezentul proiect se vor proiecta: coloana de absorbţie, recuperatorul de căldură, răcitorul, rezervorul de aşteptare, ventilatorul(suflanta) şi pompa centrifugă. Coloana de desorbţie se va considera identică cu cea de absorbţie, iar dimensiunile celorlalte utilaje care nu se proiectează se vor lua din cataloage speciale.

5.3. TEMA PENTRU INTOCMIREA PROIECTULUI

"Instalaţie de concentrare a soluţiilor prin evaporare"

5.3.1. Prezentarea temei.

Să se întocmească proiectul de inginerie tehnologică pentru o instalaţie de concentrare a unei soluţii apoase prin evaporare cu efect multiplu. Se dau următoarele date necesare pentru proiectare:

- materia primă;
- debitul de soluţie diluată, kg/h;
- concentraţia soluţiei diluate, % masă;
- temperatura iniţială a soluţiei diluate, ^{o}C;
- temperatura soluţiei după primul preîncălzitor, ^{o}C;
- temperatura soluţiei după al doilea preîncălzitor, ^{o}C;
- presiunea agentului de încălzire, ata;
- titlul agentului de încălzire, % masă;
- concentraţia soluţiei finale, % masă;
- vid în ultimul corp de evaporare, mm Hg.

Instalaţia de evaporare este amplasată într-o secţie a unei întreprinderi de profil şi este racordată la reţelele de utilităţi existente în întreprindere.

Instalaţia poate fi automatizată complet şi funcţionează în regim continuu 330 zile anual în 3 schimburi a 8 ore.

5.3.2. SCHEMA BLOC SI MODUL DE OPERARE.

Principalele operaţii implicate în concentrarea soluţiilor prin evaporare cu efect multiplu sînt redate în fig.5.3.1.

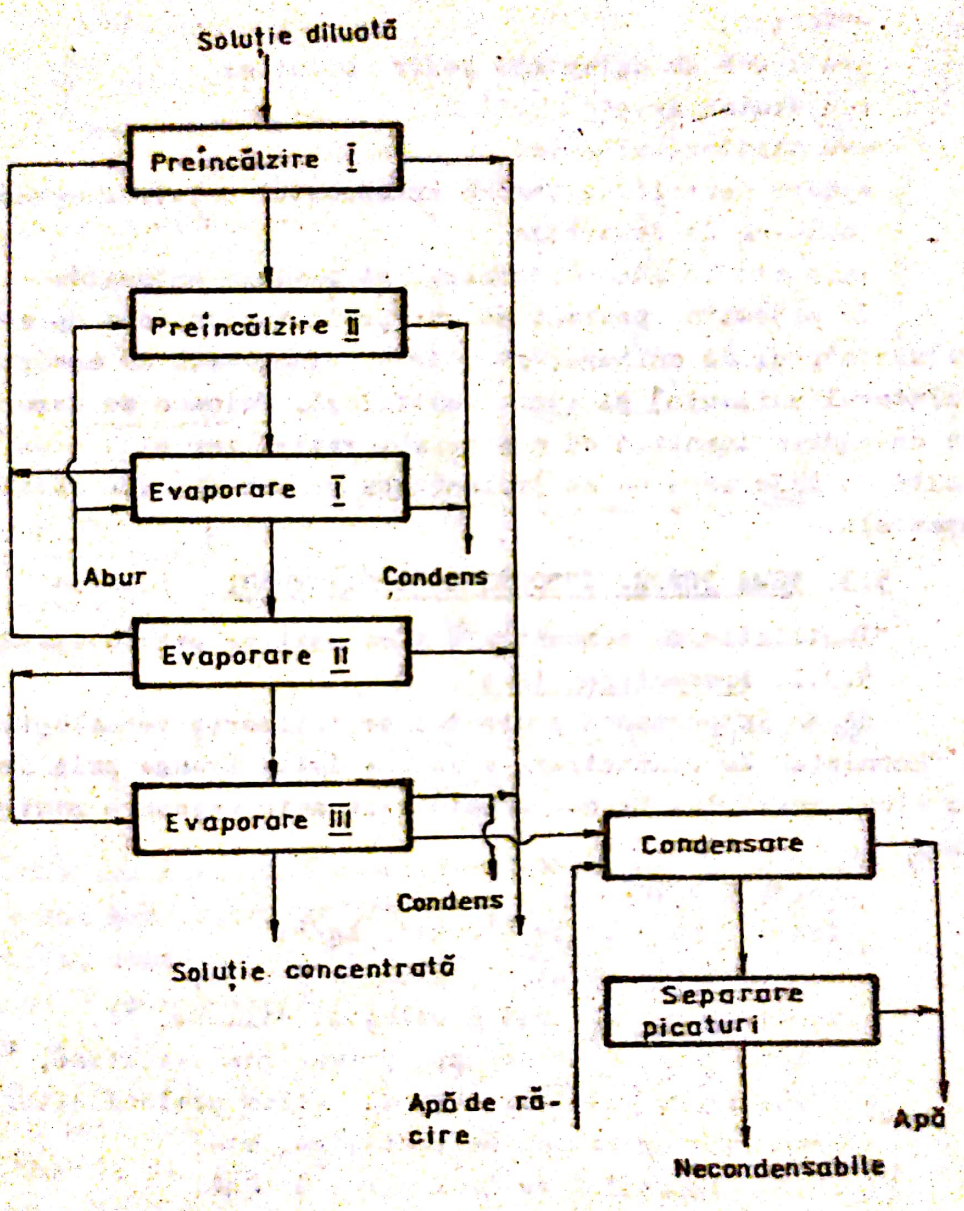


Fig.5.3.1. Schema bloc a instalaţiei de evaporare cu efect multiplu.

Soluţia diluată este preîncălzită în două schimbătoare de căldură folosind ca agent de încălzire extraabur şi respectiv

abur primar şi este introdusă în instalaţia de concentrare prin evaporare cu efect multiplu. Soluţia concentrată obţinută este depozitată, iar vaporii secundari sînt condensaţi într-un schimbător de căldură folosind apa ca agent de răcire. Gazele necondensabile sînt introduse într-un separator de picături şi evacuate din instalaţie.

5.3.3. UTILAJE CE URMEAZA A FI PROIECTATE.

Pentru instalaţia de concentrare a soluţiilor apoase prin evaporare se vor proiecta următoarele utilaje:

- evaporatoare;
- preîncălzitoare pentru soluţia diluată;
- condensator pentru vaporii secundari;
- rezervoare de aşteptare;
- separator de picături;
- pompe pentru transport.

5.4. TEMA PENTRU INTOCMIREA PROIECTULUI.

"Instalaţie de uscare a materialelor solide granulare, în regim continuu".

5.4.1. PREZENTAREA TEMEI

Să se întocmească proiectul de inginerie tehnologică pentru o instalaţie de uscare prin fluidizare a unui material granular.

Se dau următoarele date necesare pentru proiectare:

- materialul granular;
- debitul de material granular, kg/h;
- diametrul mediu al granulelor, m;
- umiditatea iniţială a materialului, % masă;
- umiditatea finală a materialului, % masă;
- agentul de uscare;
- presiunea aburului de încălzire a agentului de uscare,ata;
- umiditatea aburului de încălzire, % masă.

Instalaţia de uscare este amplasată în cadrul unei secţii dintr-o întreprindere cu profil chimic şi este racordată la reţelele de utilităţi ale întreprinderii.

Instalaţia este complet automatizată şi funcţionează în regim continuu 330 zile/ an cu 3 schimburi a 8 ore.

5.4.2. SCHEMA BLOC SI MODUL DE OPERARE.

Principalele operaţii implicate în obţinerea materialului uscat sînt redate în figura 5.4.1.

Scanned with OKEN Scanner

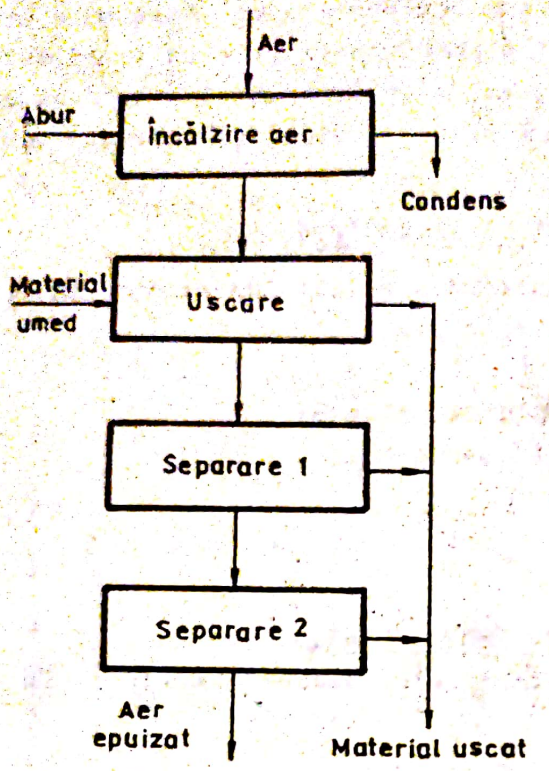


Fig.5.4.1.
Schema bloc a instalației de uscare.

Agentul de uscare preluat de un ventilator este transportat printr-un calorifer, unde se încălzește cu ajutorul aburului, și apoi în uscătorul cu strat fluidizat.

Materialul granular ajunge în uscător dintr-un buncăr, trecînd mai întîi printr-un dozator. Produsul uscat este evacuat continuu din uscător și transportat la ambalare. După uscare, agentul de uscare trece printr-un separator de particule solide eventual antrenate și apoi este evacuat în atmosferă.

5.4.3. UTILAJE CE URMEAZA A FI PROIECTATE.

Pentru instalația de uscare prin fluidizare se vor proiecta următoarele utilaje:

- uscătorul;
- caloriferul pentru încălzirea agentului de uscare;
- schimbătorul de căldură imersat în strat(dacă este necesar);
- separatorul de particule solide antrenate;
- ventilatorul(se va calcula puterea motorului ce acționează ventilatorul).

CAP.6. PROCESE TEHNOLOGICE DE FABRICATIE, PROCESUL TEHNOLOGIC ADOPTAT.

6.1. VARIANTE DE REALIZARE A TEHNOLOGIEI

6.1.1. SEPARAREA UNUI AMESTEC OMOGEN LICHID se poate realiza prin [2, 3, 6, 60, 61]: rectificare, distilare simplă, distilare moleculară, antrenare cu vapori, distilare fracţionată, extracţie, adsorbţie(persorbţie), distilare azeotropă, distilare extractivă.

6.1.2. SEPARAREA UNUI AMESTEC GAZOS se realizează prin metodele [3, 6]: absorbţie, adsorbţie(persorbţie), lichefiere urmată de rectificare, atmoliză, difuziune prin membrane selective, sub acţiunea unui gradient de presiune.

6.1.3. CONCENTRAREA UNEI SOLUTII poate fi realizată prin [2, 16, 63]: evaporare simplă,evaporare cu pompă de căldură, evaporare multiplă.

In ceea ce priveşte evaporarea multiplă există patru variante tehnologice luînd drept criteriu sensul de circulaţie al soluţiei şi vaporilor secundari:

- în echicurent;
- în contracurent;
- în curent mixt;
- cu alimentarea separată a evaporatoarelor cu soluţie diluată.

6.1.4. USCAREA MATERIALELOR SOLIDE GRANULARE se poate face prin metode mecanice sau termice [3, 6, 70, 73].

Metodele mecanice se realizează prin presare, centrifugare sau filtrare, iar cele termice pot fi cu agenţi termici sau fără agenţi termici de uscare.

In cazul utilizării agenţilor termici de uscare, în funcţie de modul de contactare a acestora cu materialul solid se deosebesc două metode:

- prin dispersarea agentului de uscare;
- prin dispersarea materialului supus uscării.

Dispersarea agentului de uscare se realizează în strat fix, mobil, străpuns şi fluidizat, iar dispersarea materialului solid se face prin atomizare.

Metoda fără agenţi de uscare presupune încălzirea materialului prin:

- contact direct cu o suprafaţă fierbinte;

- curenţi de înaltă frecvenţă;
- radiaţii infraroşii.

6.2. JUSTIFICAREA VARIANTEI ADOPTATE

Alegerea variantei tehnologice optime are la bază următoarele criterii:

- capacitatea de producţie;
- natura şi proprietăţile materiei prime şi a produsului finit;
- gradul de puritate al produsului finit;
- posibilitatea automatizării instalaţiei;
- agresivitatea chimică a materiilor prime;
- fiabilitatea instalaţiei;
- consumul de energie;
- costul investiţiei, exploatării şi întreţinerea instalaţiei;
- costul materiilor prime.

Plecînd de la aceste criterii şi luînd în considerare variantele de realizare a tehnologiei, în cele ce urmează se adoptă varianta tehnologică optimă, care se prezintă pe scurt, pentru: separarea unui amestec omogen lichid, gazos, pentru evaporarea unei soluţii şi uscarea unui material granular.

6.2.1. SEPARAREA UNUI AMESTEC LICHID OMOGEN [3, 6, 60].

Amestecul lichid supus separării este omogen, constituit din doi componenţi care sînt înrudiţi din punct de vedere chimic şi au volatilităţi apropiate. Componenţii amestecului au temperaturi de fierbere apropiate şi nu formează azeotrop.

Capacitatea de producţie este mică, iar gradul de puritate al produsului finit trebuie să aibă valori ridicate.

Pe baza celor arătate mai sus şi avînd în vedere consumul de energie, fiabilitatea instalaţiei, costul exploatării, întreţinerii, al materiilor prime şi auxiliare, se alege ca metodă de separare a amestecului lichid specificat, rectificarea, iar varianta tehnologică adoptată este prezentată în fig.6.3.1.

6.2.2. SEPARAREA UNUI AMESTEC GAZOS [3, 6].

Pentru separarea unui amestec gazos binar se poate utiliza oricare din metodele prezentate la paragraful 6.1.

In cazul de faţă, gradul de separare al solutului trebuie să fie ridicat, capacitatea de producţie este relativ mică, costul investiţiei, exploatării şi al întreţinerii instalaţiei trebuie să fie cît mai mic.

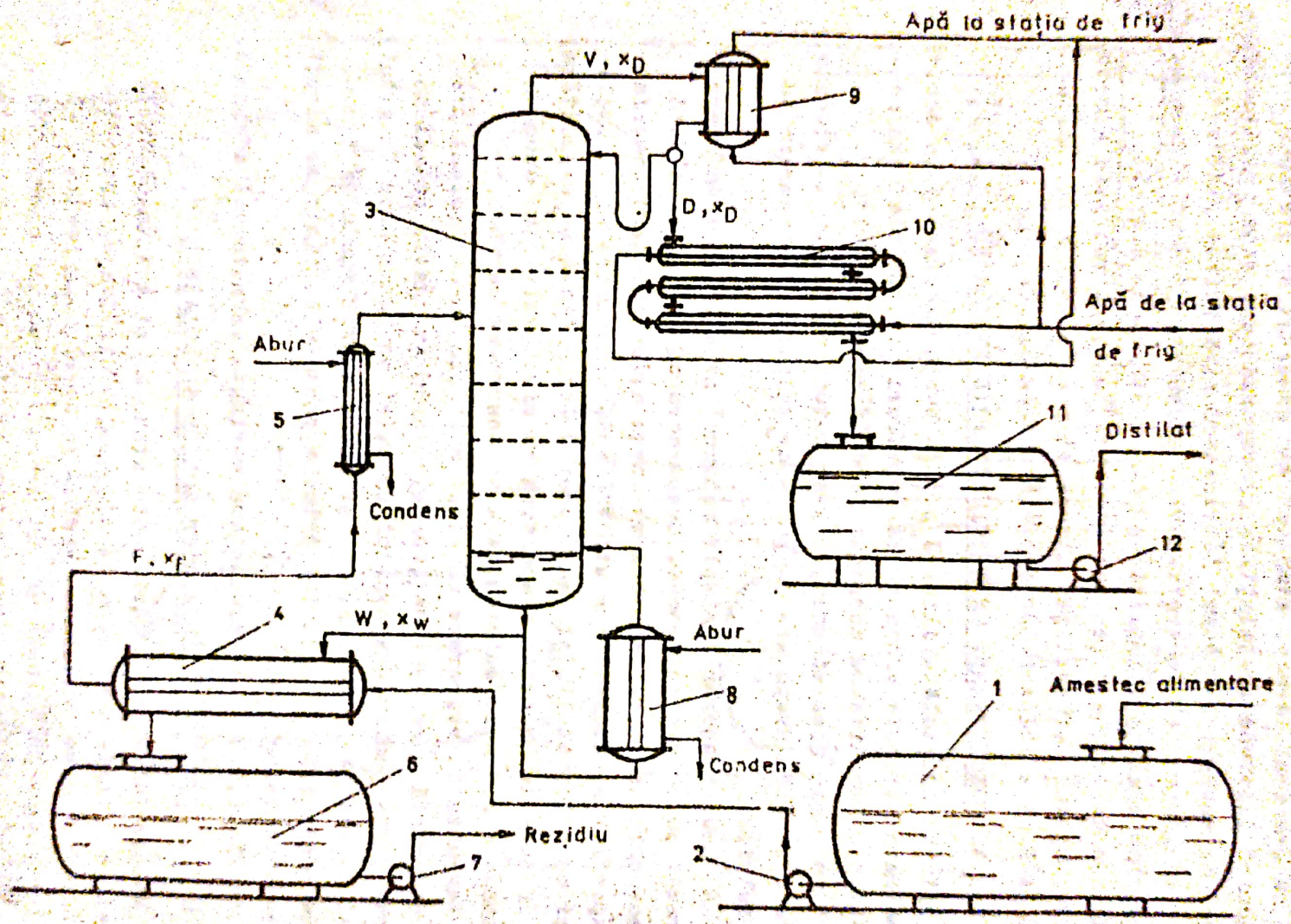


Fig.6.3.1. Schema tehnologică a instalației de rectificare.

Separarea în aceste condiţii ale amestecului gazos prin metodele cu gradient termic, atmoliză sau gradient de presiune este neeconomică deoarece instalaţiile corespunzătoare sînt complicate, consumul de energie şi costul fabricaţiei sînt foarte ridicate. Utilizarea adsorbţiei pentru separare necesită totodată regenerarea adsorbantului care implică un consum sporit de energie.

Metoda de separare cea mai indicată în acest caz este absorbţia care implică o instalaţie simplă şi o eficienţă mare. Varianta tehnologică adoptată este prezentată în fig.6.3.2.

6.2.3. CONCENTRAREA UNEI SOLUTII PRIN EVAPORARE [2,6,63].

Soluţia iniţială utilizată pentru evaporare (avînd un debit nu prea mare) trebuie concentrată la valori relativ mici ale concentraţiei, viscozitatea acesteia nemodificîndu-se mult.

Evaporarea acestei soluţii s-ar putea realiza prin metodele: evaporare simplă, evaporare cu pompă de căldură şi evaporare cu efect multiplu.

In cazul evaporării simple consumul de abur este mai mare comparativ cu celelalte metode. Evaporarea cu pompă de căldură face economie de abur, dar consumă lucru mecanic pentru comprimarea vaporilor secundari, iar utilajele de comprimare sînt complicate şi necesită cheltuieli mari pentru întreţinere şi exploatare.

In ceea ce priveşte evaporarea cu efect multiplu, aceasta realizează o reducere substanţială a consumului de abur.

Varianta de evaporare cu efect multiplu în echicurent prezintă siguranţă mare în funcţionare, consum energetic scăzut(nu prezintă pompe pentru transportul soluţiei de la un corp la altul), cost al investiţiei, exploatării şi întreţinerii redus şi ţinînd cont de proprietăţile materiei prime,a produsului finit se adoptă ca metodă de evaporare.

In fig.6.3.3. este prezentată varianta tehnologică adoptată.

6.2.4. USCAREA MATERIALELOR SOLIDE GRANULARE [3,6,70].

Materialul supus uscării este granular şi are umidităţile iniţială şi finală mici ceea ce nu permite utilizarea metodelor mecanice de uscare. Metodele termice cu curenţi de înaltă frecvenţă, radiaţii infraroşii sau în contact direct cu o suprafaţă fierbinte sînt folosite pentru productivităţi mici deoarece instalaţiile corespunzătoare sînt complexe şi au un cost ridicat.

In cazul de faţă, se recomandă pentru uscare metoda termică cu agent de uscare cu dispersarea acestuia în strat fluidizat,

Scanned with OKEN Scanner

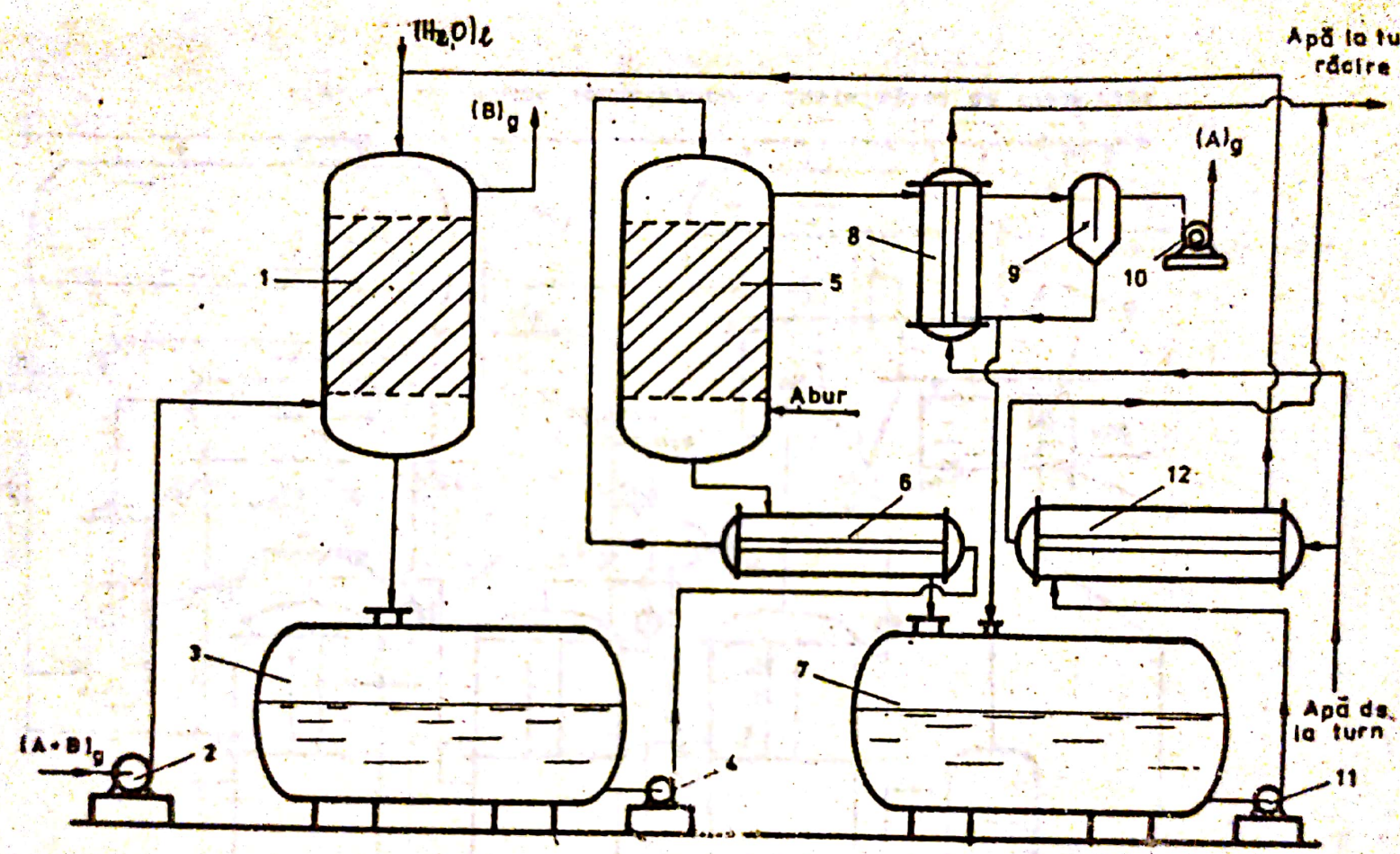


Fig.6.3.2. Schema tehnologică a instalației de absorbție.

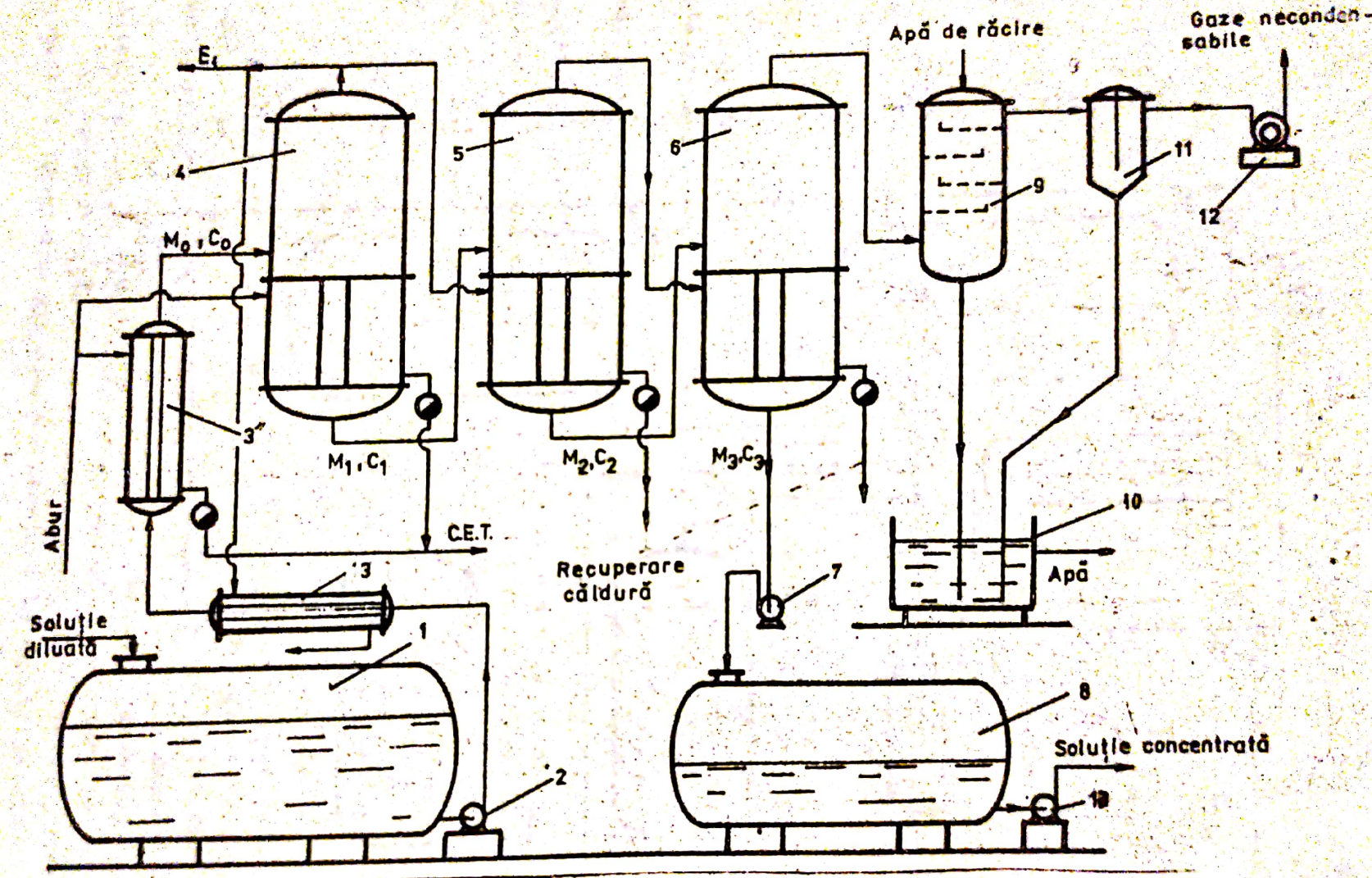


Fig.6.3.3. Schema tehnologică a instalației de evaporare.

Întrucît metoda permite uscarea pînă la umidităţi finale ale materialului foarte mici, consumul de energie este mai mic comparativ cu celelalte metode termice, poate prelucra debite mari de material, instalaţia este simplă, iar costul investiţiei, exploatării şi întreţinerii redus.

Varianta tehnologică adoptată este prezentată în fig.6.3.4.

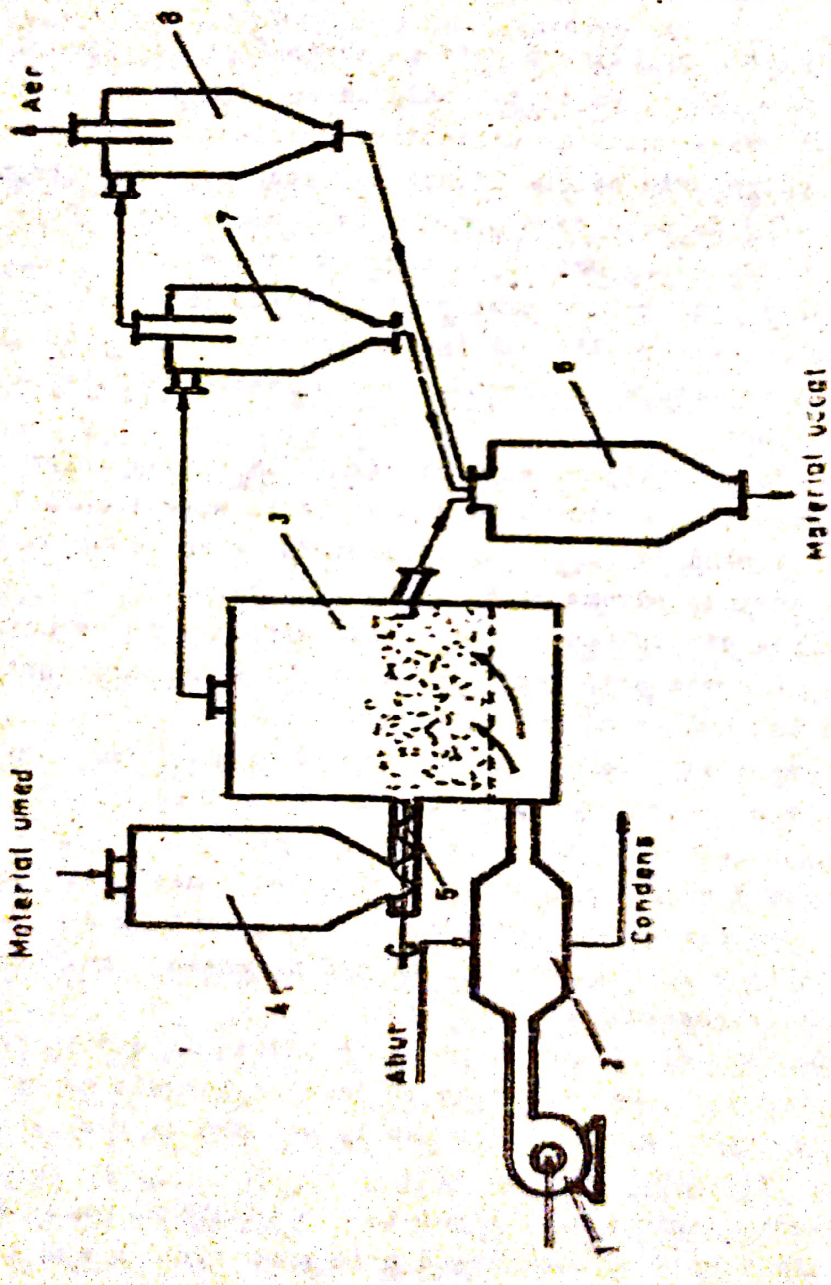


Fig.6.3.4. Schema tehnologică a instalaţiei de uscare.

6.3. SCHEMA PROCESULUI TEHNOLOGIC; DESCRIERE.

6.3.1. INSTALATIA DE RECTIFICARE

Amestecul de alimentare conform fig.6.3.1. din rezervorul de aşteptare(1) este preluat cu o pompă centrifugă(2) şi transportat în coloana de rectificare (3). Inainte de a ajunge în coloana de rectificare, lichidul de alimentare este trecut prin recuperatorul de căldură(4) şi apoi intră în preîncălzitorul(5) unde se încălzeşte pînă la temperatura de fierbere corespunzătoare talerului de alimentare.

Recuperatorul de căldură este un schimbător de căldură care are rolul de a prelua o parte din căldura conţinută de reziduu pe care o cedează amestecului de alimentare. Reziduul, la ieşire din recuperator, curge prin cădere liberă în rezervorul de aştepte e pentru reziduu(6) de unde este preluat de pompele centrifuge ( ) şi trimis la consumatori sau la un parc de rezervoare.

Preîncălzitorul pentru amestecul de alimentare este un schimbător de căldură care realizează încălzirea amestecului de alimentare pînă la temperatura de fierbere corespunzătoare talerului de alimentare,cu abur.

Coloana de rectificare este prevăzută la partea inferioară cu un fierbător(8) cu ajutorul căruia se încălzeşte lichidul din blazul coloanei pînă la fierbere, utilizîndu-se ca agent de încălzire abur cu aceeaşi parametri ca la preîncălzitor.

La ieşirea din coloană, o parte din lichid este evacuat ca reziduu după ce trece prin recuperator, iar o altă parte este recirculată în coloană de către fierbător.

Vaporii rezultaţi la vîrful coloanei de rectificare trec la un condensator de suprafaţă(9) unde cedează căldura latentă agentului de răcire care este apa. Condensul rezultat, o parte este trecut în coloană ca reflux, iar o altă parte constituie distilatul care în continuare este răcit pînă la temperatura de 20-40°C într-un schimbător de căldură(10), cu apă de aceeaşi calitate cu apa utilizată la condensator.

Din răcitor, distilatul curge prin cădere liberă în rezervorul de aşteptare(11), de unde este preluat cu pompele centrifuge (12) şi transportat la utilizator sau la un parc de rezervoare.

6.3.2. INSTALATIA DE ABSORBTIE.

Separarea componentului A(solut) din amestecul gazos iniţial constituit din A şi B se realizează prin absorbţie în apă într-o coloană.

Faza gazoasă(fig.6.3.2.) este introdusă în coloana de absorbţie(1) cu ajutorul unui ventilator sau suflantă(2) şi o străbate în sens ascendent.

Absorbantul constituit din A şi apă sau numai din apă este introdus pe la partea superioară a coloanei şi circulă în contracurent cu faza gazoasă. In interiorul coloanei are loc contactarea celor două faze şi ca urmare se realizează transferul solutului din faza gazoasă în cea lichidă. Faza gazoasă,conţinînd practic numai inert (B), este evacuată în atmosferă, iar faza lichidă(soluţia de component A) rezultată iese pe la partea inferioară a coloanei şi curge prin cădere liberă într-un rezervor de aşteptare (3).

Soluţia apoasă de component A, din acest rezervor, este transportată cu o pompă centrifugă(4) într-o coloană de desorbţie (5) identică cu coloana de absorbţie(1) unde are loc transferul componentului A din soluţie în faza gazoasă. Desorbţia componentului A se realizează cu abur care este introdus pe la partea inferioară a coloanei(5) şi circulă de jos în sus în contracurent cu soluţia apoasă. Aburul are rolul de a ceda cantitatea de căldură necesară desorbţiei componentului A şi de a antrena acest component.

Inainte de a intra în coloana de desorbţie, soluţia este preîncălzită în recuperatorul de căldură(6) pe seama căldurii cedată de lichidul rezultat la desorbţie. Din recuperator lichidul obţinut la desorbţie curge prin cădere liberă în rezervorul de aşteptare(7).

Faza gazoasă rezultată la desorbţie formată din A şi vapori de apă este trecută în continuare într-un condensator de suprafaţă (8) în scopul condensării vaporilor de apă şi a recupera căldura de condensare. Ca agent de condensare se utilizează apă răcită în prealabil la turnurile de răcire existente în cadrul combinatului. La ieşire din condensator, faza gazoasă care conţine practic numai component A şi cantităţi mici de picături de apă este trecută la un separator de picături inerţial (9) apoi este trimisă spre utilizare cu ajutorul unei suflante sau pompe de vid (10).

Fazele lichide rezultate la condensator şi separatorul de picături intră prin curgere liberă în rezervorul de aşteptare(7).

Lichidul din rezervorul (7) care conţine solut A în cantităţi mici şi absorbant este preluat de o pompă centrifugă (11) şi după ce este răcit într-un schimbător de căldură(12) intră în coloana de absorbţie (1). Răcirea se realizează cu apă provenită

de la turnuri de răcire. Apa rezultată la condensator(8) şi, răcitor(12) este recirculată la turnurile de răcire.

6.3.3. INSTALATIA DE EVAPORARE.

Conform schemei tehnologice din fig.6.3.3, soluţia diluată de component A, din rezervorul de aşteptare(1) este transportată cu ajutorul pompei centrifuge(2) într-un schimbător de căldură(3) unde se preîncălzeşte cu abur secundar rezultat la primul corp de evaporare. In continuare soluţia intră în schimbătorul de căldură (3') fiind încălzită cu abur, provenit de la reţeaua de abur existentă în cadrul întreprinderii în care este amplasată instalaţia.

Din preîncălzitorul(3') soluţia trece la primul corp de evaporare(4) unde se foloseşte ca agent de încălzire abur de la aceeaşi reţea. O parte din vaporii secundari rezultaţi (E_1) este utilizată în alte scopuri, iar restul aburului secundar este folosit pentru încălzire, la corpul 2. Soluţia concentrată rezultată din primul corp este trecută la corpul doi(5) apoi cea concentrată în corpul(5) este trecută la corpul trei(6), circulaţia între corpuri realizîndu-se pe baza diferenţei de presiune existentă între corpurile de evaporare. Soluţia concentrată obţinută este evacuată cu ajutorul unei pompe centrifuge(7) şi trimisă în rezervorul de aşteptare pentru soluţie concentrată(8).

La corpurile de evaporare(5) şi (6) ca agent termic se foloseşte abur secundar obţinut în corpul precedent. Condensul rezultat la preîncălzitor şi la camera de încălzire a evaporatorului (4) este trimis în reţeaua de condens a combinatului în care este amplasată instalaţia, iar condensul de la corpurile (5) şi (6), după ce se recuperează o parte din căldura conţinută, este evacuat la canal.

Aburul secundar de la ultimul corp de evaporare este trecut la un condensator barometric (9) unde condensează cu ajutorul apei de răcire. Apa la ieşire din condensator este evacuată, prin rezervorul cu închidere hidraulică(10) şi de aici este recirculată la turnurile de răcire.

Gazele necondensabile cu eventuale picături antrenate sînt trecute la un separator de picături(11) şi apoi sînt evacuate în atmosferă de o pompă de vid(12). Lichidul rezultat la separatorul de picături curge prin cădere liberă în rezervorul cu închidere hidraulică.

6.3.4. INSTALATIA DE USCARE.

Conform figurii 6.3.4. aerul atmosferic este preluat de către suflanta (1) şi introdus în aeroterma(2). In aeroterma

aerul este încălzit cu abur disponibil pe platforma unde este amplasată instalaţia de uscare. După încălzire aerul este introdus în uscătorul cu strat fluidizat(3) fiind distribuit uniform la intrarea în uscător de o sită fixată la baza utilajului.

Materialul umed, aflat în buncărul(4), intră în uscător sub nivelul maxim al stratului fluidizat. Pentru a asigura un debit constant şi continuu de material umed, alimentarea uscătorului se face prin intermediul unui dozator(5). La nivelul maxim al stratului fluidizat, în partea diametral opusă racordului de alimentare se află racordul de evacuare a materialului uscat. Din uscător materialul uscat intră în buncărul(6) de unde este preluat de un transportor şi trimis la un cîntar dozator după care este însăcuit.

Aerul la ieşire din uscător antrenînd o cantitate apreciabilă de material de granulaţie fină este trimis într-un ciclon (7) unde materialul se separă şi intră în buncărul (6). Din acest buncăr aerul circulă în continuare printr-un al doilea ciclon(8) pentru reţinerea particulelor fine neseparate în ciclonul(7).

Materialul separat în ciclonul(8) curge prin cădere liberă în buncărul (6).

Pentru reţinerea particulelor antrenate se pot utiliza şi alte tipuri de separatoare ca filtru cu saci sau baterii de cicloane.

CAP.7. DIMENSIONAREA TEHNOLOGICA A UTILAJELOR.

7.1. DIMENSIONAREA COLOANELOR DE RECTIFICARE.

Separarea amestecurilor omogene lichide se poate realiza şi prin utilizarea unor operaţii ale transferului de masă bazate pe diferenţa dintre temperaturile de fierbere ale componenţilor amestecului sau, mai exact, pe diferenţa dintre valotilităţile acestora. In funcţie de gradul de separare a componenţilor amestecului iniţial, de debitele de operare şi de proprietăţile componenţilor şi amestecului se pot utiliza următoarele procedee de separare bazate pe diferenţa de volatilitate a componenţilor: distilarea simplă(diferenţială), distilarea la echilibru(integrală), rectificarea(fracţionarea), antrenarea cu vapori şi distilarea moleculară.

Rectificarea presupune o succesiune de vaporizări şi condensări care se realizează în utilaje specifice denumite coloane de rectificare. Separarea avansată a componenţilor amestecului iniţial, în special cînd volatilităţile acestora sînt apropiate, presupune un număr mare de echilibre(vaporizări şi condensări) succesive, ceea ce face indispensabil apelul la rectificare.

O coloană de rectificare este alcătuită, în principal, dintr-un corp cilindric vertical care, în scopul măririi suprafeţei de contact dintre lichid şi vapori, este prevăzut la interior cu dispozitive pentru dispersarea unei faze în cealaltă fază. Convenţional dispozitivele interioare ale coloanei se pot împărţi în două grupe: dispozitive de tip taler şi dispozitive de tip umpluturi. In funcţie de tipul de dispozitiv coloanele de rectificare se împart în coloane cu talere şi coloane cu umplutură. O clasificare a coloanelor de rectificare este prezentată în tabelul 7.1.1.

7.1.1. ALEGEREA TIPULUI DE COLOANA.

La alegerea tipului de coloană intervin mai mulţi factori, dintre care mai importanţi sînt: capacitatea talerului după sarcina de vapori şi de lichid, eficacitatea de contactare, domeniul operării satisfăcătoare(flexibilitatea), căderea de presiune, greutatea şi costul. Deoarece coloanele cu talere cu clopoţei sînt cele mai cunoscute toate celelalte tipuri de coloane sînt comparate cu acestea. După anul 1950 talerele cu supape şi talerele cu sită au înregistrat o extindere considerabilă, înlocuind, în bună parte, talerele cu clopoţei, aceasta datorîndu-se, în primul rînd, preţului de cost mai ridicat al acestora din urmă.

Studiile de literatură au relevat că talerele cu supape şi cu sită asigură capacităţi uşor mai ridicate în comparaţie cu tale-

rele cu clopoţei, dar diferenţa dintre capacitatea diferitelor tipuri de talere depinde de condiţiile de operare, de distanţa dintre talere şi de proprietăţile fizice ale sistemului.

In ceea ce priveşte eficacitatea s-a constatat că toate talerele au o eficacitate ridicată, cînd viteza vaporilor este apropiată de viteza de înec. In domeniul normal de operare(60-90% din viteza de înec) nu există practic nici o diferenţă între eficacitatea talerelor cu clopoţei, cu supape sau sită.

Tabelul 7.1.1. Clasificarea coloanelor de rectificare [6].

1. Coloane cu talere cu deversoare (cu contact în trepte)	
Tipuri comune	Tipuri particulare
a) Cu clopoţei	a) Uniflux e) Benturi
b) Talere sită	b) Montz f) Linde
c) Cu supape	c) West g) Thorman
	d) Cascadă h) Jet
2. Coloane cu umplutură (cu contact diferenţial)	
Cu umplutura aşezată în mod neregulat	Cu umplutura aşezată în mod regulat
Inele Raschig, Intalox, Lessing, Sei Berl, etc.	Flexipack, Hyperfil, Sulzer, Grile Glitsch, etc.
3. Coloane cu trepte de pseudoechilibru lichid-vapori	
Talere fără deversoare	Talere cu cădere mică de presiune
Perforate, Turbogrid, Ripple, Kittel.	Sicane de tip segment Sicane cu orificii
4. Coloane speciale	
Kloss, Neo-Kloss(cilindri verticali concentrici), Coloane cu agitator orizontal.	

Costul este un factor de importanţă majoră în alegerea tipului de taler.

Pentru talere de aceeaşi dimensiune se indică următoarele costuri relative: talere cu clopoţei, 1; talere cu supape, 0,7;

pentru talere sită, Uniflux şi Turbogrid, 0,5.

Avînd în vedere diversitatea mare a dispozitivelor de contactare, de caracteristicile statice şi dinamice ale acestora stabilirea unui ghid de selecţie care să ţină seama de toţi factorii care intervin în rectificare(proprietăţile amestecului, condiţiile de operare,etc), este foarte dificilă. Literatura de specialitate prezintă diverse încercări de ordonare a preferinţelor în alegerea dispozitivelor de contactare lichid-vapori. Un astfel de ghid de selecţie este prezentat şi în tabelul 7.1.2.

Tabelul 7.1.2. Ghid de selecţie a dispozitivelor de contactare lichid-vapori.

Parametru	Tipul talerului sau al coloanei					
	Taler cu clopoţei	Taler cu sită	Taler cu supape	Taler fără deversor	Umplutură cu porozitate mare	Umplutură cu porozitate normală
Debit de vapori	3	4	4	4	5	2
Debit de lichid	4	4	4	5	5	3
Eficacitate	3	4	4	4	5	2
Flexibilitate	5	3	5	1	2	2
Căderi de presiune	3	4	4	4	5	3
Cost	3	5	4	5	1	3
Gradul de siguranţă al calculului	4	4	3	2	2	3

Semnificaţia cifrei din tabel: 1- puţin adecvat; 2- rezonabil; 3- bun; 4- foarte bun; 5- excelent.

Recomandările făcute de diverşi autori privind alegerea unui anumit tip de dispozitiv de contactare lichid-vapori, nu sînt infailibile, ele se pot schimba în timp prin perfecţionări constructive şi pot fiafectate şi de o anumită doză de subiectivism. In aceste condiţii proiectantul, în urma unei analize atente, trebuie să decidă care este cel mai adecvat tip de dispozitiv, ţinînd cont de toţi factorii care intervin în cazul concret abordat.

7.1.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE.

Pentru confecţionarea coloanelor şi a talerelor se utilizează ca material de construcţie oţeluri obişnuite sau inoxidabile,în funcţie de agresivitatea chimică a componenţilor sistemului ce urmează a fi separat prin rectificare. Alegerea materialului de

construcţie adecvat se face conform indicaţiilor din capitolul 12.

7.1.3. PARAMETRII(GRADE DE LIBERTATE) CE TREBUIESC FIXATI.

Dimensionarea tehnologică a unei coloane de rectificare presupune, în principal, calculul înălţimii coloanei, a diametrului acesteia şi calculul elementelor interioare ale coloanei(talerelor). Metodele de calcul sînt diferite în funcţie de tipul de coloană(cu talere sau cu umplutură), iar în cazul coloanelor cu talere în funcţie de tipul de taler.

Mărimile obţinute prin calcule şi cele fixate, pe parcursul proiectării unei coloane de rectificare cu talere cu clopoţei sînt prezentate în tabelul 7.1.3.

Tabelul 7.1.3. Mărimi calculate şi mărimi adoptate la dimensionarea tehnologică a unei coloane cu talere cu clopoţei.

Mărimi referitoare la coloană		Mărimi referitoare la taler	
Adoptate	Calculate	Adoptate	calculate
1. Diametrul coloanei 2. Distanţa dintre talere.	1. Nr. talere teoretice. 2. Eficacitatea coloanei. 3. Nr. talere reale. 4. Poziţia talerului de alimentare 5. Temperaturile fluxurilor.	1. Tipul talerului 2. Dimensiunile, forma şi nr. clopoţeilor. 3. Modul de amplasare a clopoţeilor. 4. Distanţa de la partea inferioară a clopoţeilor la taler. 5. Secţiunea de deversare. 6. Tipul deversorului şi înălţimea lui. 7. Dimensiunile tuburilor de vapori.	1. Secţiunea activă. 2. Închiderea hidraulică statică. 3. Înălţimea fantelor.

Obiectivul unei proiectări eficiente constă în stabilirea combinaţiei optime între variabilele independente(adoptate) astfel încît să se asigure performanţa cerută a coloanei în condiţiile unor cheltuieli minime.

7.1.4. BILANŢURI DE MATERIALE ÎN RECTIFICARE.

O instalaţie de rectificare, prezentată schematic în figura 7.1.1, cuprinde în principal: coloana de rectificare(1).

fierbătorul sau blazul coloanei(2), condensatorul pentru vaporii rezultaţi la vîrful coloanei(3) şi răcitorul de distilat(4).

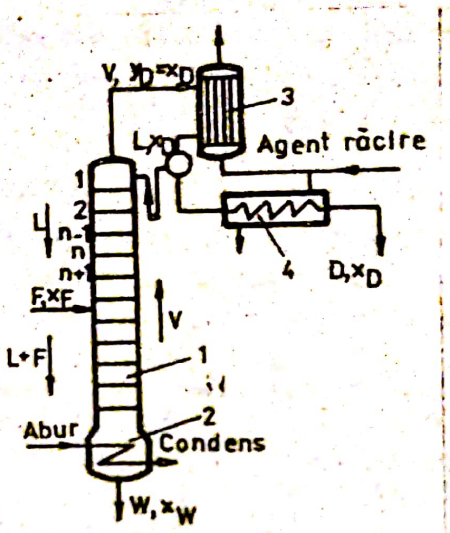


Fig.7.1.1. Schema unei instalaţii de rectificare.

Rectificarea continuă este o operaţie în regim staţionar, în care debitul de amestec iniţial, F, debitele fracţiunilor separate distilatul, D şi reziduul, W, rămîn constante în timp. De asemenea, compoziţiile acestor fluxuri, X_F, X_D şi X_W, respectiv temperaturile lor T_F, T_D şi T_W sînt constante în raport cu timpul.

Amestecul iniţial(amestecul de alimentare) este introdus în coloană pe un anumit taler, a cărui poziţie se determină prin calcule, denumit taler de alimentare. Acest taler împarte coloana în două secţiuni(zone). Secţiunea de deasupra talerului de alimentare este zona de concentrare, iar cea de sub talerul de alimentare este zona de epuizare.

Prin coloană circulă în contracurent faza lichidă şi vaporii. Lichidul circulă în sens descendent, iar vaporii obţinuţi prin fierberea lichidului în blaza coloanei, circulă în sens ascendent.

Pentru a se asigura un flux de lichid în zona de concentrare o parte din lichidul obţinut prin condensarea vaporilor la partea superioară a coloanei este introdus în coloană, pe primul taler, din zona de concentrare. Acesta se numeşte reflux, debitul lui fiind notat cu L. Compoziţia refluxului este aceeaşi cu a distilatului, X_D.

In rectificare se pot întocmi bilanţuri de materiale globale şi parţiale(pentru un singur component) pentru întreaga coloană şi pentru cele două secţiuni ale coloanei:

- bilanţul global pe întreaga coloană:

$$F = D + W \qquad (7.1.1.)$$

- bilanţul componentului uşor volatil, pe întreaga coloană:

$$FX_F = DX_D + WX_W \qquad (7.1.2.)$$

- bilanţul global pentru condensator:

$$V = L + D = D(\frac{L}{D} + 1) = D(R+1) \qquad (7.1.3)$$

în care: V este debitul de vapori, iar raportul R = L/D este cifra (raţia sau raportul) de reflux, care trebuie să fie mai mare decît o valoare limită denumită reflux minim(vezi în continuare):

- bilanţul componentului uşor volatil pentru zona de concentrare(aplicat între vîrful coloanei şi un taler oarecare din zona de concentrare), conduce la relaţia:

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{X_D}{R+1} \qquad (7.1.4)$$

Ecuaţia(7.1.4) reprezintă ecuaţia unei drepte, denumită linia de operare pentru zona de concentrare.

- bilanţul componentului uşor volatil în zona de epuizare, conduce la ecuaţia liniei de operare pentru zona de epuizare,care are expresia:

$$y = \frac{R+F'}{R+1} x - \frac{F'-1}{R+1} x_W \qquad (7.1.5)$$

unde F' = F/D.

Pentru respectarea condiţiei de omogenitate dimensională, dacă în relaţiile (7.1.1 - 7.1.5) fluxurile sînt exprimate în Kmoli/s, concentraţiile lor se vor exprima în fracţii molare,iar dacă fluxurile sînt exprimate în Kg/s, concentraţiile lor se vor exprima în fracţii masice.

Dreptele de operare ale celor două secţiuni ale coloanei re-

prezintă locul geometric al tuturor punctelor date de concentraţiile y şi x ale fluxurilor în contracurent dintre două talere teoretice succesive şi reprezintă concentraţiile reale ale fluxurilor. Intr-o reprezentare în coordonate y=f(x), dreptele de operare au următoarele proprietăţi:

- dreapta de operare a zonei de concentrare intersectează diagonala reprezentării y=f(x) într-un punct de abcisă $x=x_b$;
- dreapta de operare a zonei de epuizare intersectează diagonala reprezentării y=f(x) într-un punct de abcisă $x=x_w$;
- cele două drepte de operare se intersectează într-un punct de abcisă $x=x_p$ (în cazul cînd temperatura amestecului de alimentare este egală cu temperatura de fierbere a lichidului de pe talerul de alimentare).

7.1.5. PRINCIPIUL RECTIFICARII CONTINUE IN COLOANE CU TALERE. NUMARUL TREPTELOR TEORETICE DE CONTACT, REFLUX MINIM, MAXIM SI OPTIM.

7.1.5.1. PRINCIPIUL RECTIFICARII AMESTECURILOR BINARE IN COLOANE CU TALERE

Compoziţia fazelor variază de la un taler la altul în lungul coloanei. Concentraţia componentului uşor volatil în vapori creşte dinspre blază spre vîrful coloanei, iar în lichid scade dinspre vîrful coloanei spre blaza coloanei. Modificarea compoziţiei vaporilor şi lichidului pe fiecare taler determină şi modificarea temperaturii fazelor în lungul coloanei, care scade dinspre blază spre vîrful coloanei.

Se consideră un taler oarecare, n, din zona de concentrare sau din zona de epuizare, pe care lichidul şi vaporii sînt în echilibru termodinamic. Un astfel de taler, este o unitate ideală de contact între faze fiind denumit taler teoretic. Pe acest taler lichidul are compoziţia X_n, iar vaporii au compoziţia y_n, temperatura de fierbere fiind T_n (fig.7.1.2.). Pe acest taler se scurge lichid de pe talerul superior, n-1 (de compoziţie X_{n-1}, cu temperatura T_{n-1}) şi barbotează vaporii formaţi pe talerul inferior, n+1 (de compoziţie y_{n+1}, cu temperatura T_{n+1}). Vaporii de pe talerul inferior avînd temperatura mai ridicată decît lichidul de pe talerul n, condensează parţial, fracţiunea condensată conţinînd în principal componentul greu volatil. Prin condensare se eliberează căldură latentă pe seama căreia se vaporizează o parte din lichidul care vine de pe talerul superior şi care are temperatura mai mică. Fracţiunea de lichid vaporizată va conţine în principal componentul uşor volatil. Rezultă că prin trecerea de la un taler la altul

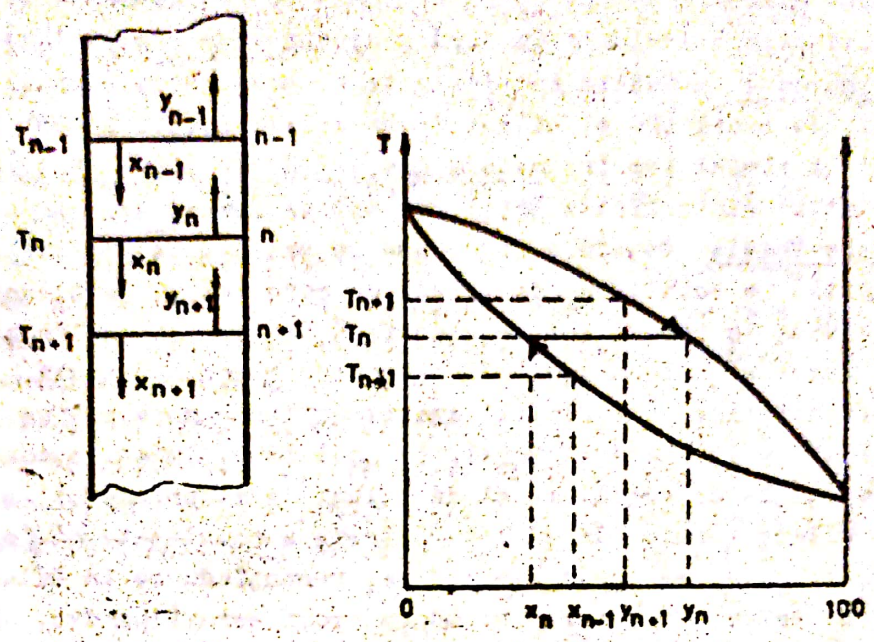


Fig.7.1.2. Principiul rectificării în coloane cu talere.

vaporii se îmbogăţesc în componentul uşor volatil prin două efecte: condensarea unei părţi din componentul greu volatil din vaporii de pe talerul inferior şi prin vaporizarea unei părţi din componentul uşor volatil din lichidul care vine de pe talerul superior. In acelaşi timp, lichidul prin trecerea în sens descendent de la un taler la altul se îmbogăţeşte în componentul greu volatil. Acest mecanism, redat cu ajutorul diagramei de fierbere-condensare(izobara) în fig.7.1.2, se repetă pe fiecare taler, conducînd la separarea amestecului iniţial în două fracţiuni: cea de la vîrful coloanei - distilatul(bogat în componentul uşor volatil) şi cea de la partea inferioară a coloanei - reziduul(bogat în componentul greu volatil). Din cele de mai sus rezultă că gradul de separare pentru un amestec dat, depinde de numărul de talere teoretice(echilibre teoretice) al coloanei.

7.1.5.2. CALCULUL NUMARULUI DE TALERE TEORETICE IN RECTIFICAREA CONTINUA.

Numărul talerelor teoretice este o mărime importantă în dimensionarea tehnologică a unei coloane de rectificare, deoarece în funcţie de aceasta rezultă numărul real de talere cu care se calculează înălţimea coloanei.

În scopul determinării numărului de talere teoretice s-au dezvoltat diferite metode de calcul care pot fi grupate, în funcţie de exactitatea calculului în două grupe: metode simplificate şi metode riguroase. Metodele simplificate se bazează pe două tipuri de relaţii: de echilibru şi bilanţ de material. Aceste metode se pot împărţi la rîndul lor în: metoda analitică din taler în taler (metoda analitică simplificată Sorel sau metoda Lewis) şi metoda grafică McCabe-Thiele. Metodele riguroase se bazează pe trei tipuri de de relaţii: de echilibru, de bilanţ de material şi de bilanţ termic. Acestea la rîndul lor se clasifică în: metoda analitică riguroasă, Sorel şi metoda grafică riguroasă, Ponchon-Savarit.

Principiile rectificării amestecurilor binare au fost elaborate pentru prima dată de Sorel, în anul 1893, luînd în considerare atît relaţiile de echilibru şi de bilanţ de materiale cît şi relaţia de bilanţ termic. In anul 1920 Lewis a constatat, că în multe cazuri, calculul se poate simplifica, renunţîndu-se la bilanţul termic pe taler, fără a se introduce erori semnificative. Imediat după aceasta McCabe şi Thiele au transpus metoda Lewis într-o metodă grafică simplificată, care deşi este mai puţin riguroasă decît metoda Ponchon-Savarit este mai utilizată decît aceasta din urmă. Un studiu publicat în 1972 de C.Strătulă arată că, în cele mai multe cazuri, între rezultatele obţinute prin metoda grafică McCabe-Thiele şi metoda grafică Ponchon-Savarit nu există diferenţe semnificative care să justifice efortul cerut de aceasta din urmă.

Aşa cum s-a arătat, metodele simplificate de calcul al numărului de talere teoretice fac abstracţie de efectele termice de pe taler şi se bazează pe următoarele ipoteze:

- căldurile latente molare de vaporizare ale componenţilor din amestec sînt egale sau apropiate;
- căldura de amestecare este neglijabilă;
- pierderile de căldură în exterior sînt neglijabile;
- temperatura amestecului de alimentare este egală cu temperatura de fierbere de pe talerul de alimentare;
- vaporii rezultaţi la vîrful coloanei sînt condensaţi total, fără subrăcire, astfel încît refluxul are temperatura egală cu temperatura vaporilor ce părăsesc coloana.

Ca urmare a acestor ipoteze simplificatoare fluxul de lichid şi fluxul de vapori rămîn constante de-a lungul coloanei.

7.1.5.2.1. CALCULUL NUMĂRULUI DE TALERE TEORETICE PRIN METODA ANALITICĂ SIMPLIFICATĂ SOREL(LEWIS).

Această metodă presupune calculul compoziţiei fazelor din talere în taler, separat pentru zona de concentrare şi pentru zona de epuizare.

a) Calculul numărului de talere teoretice din zona de concentrare.

Pentru această zonă calculul numărului de talere teoretice se face pornind de la talerul din vîrful coloanei în jos spre talerul de alimentare. In acest scop se consideră un taler oarecare, n,din zona de concentrare, talerul de la vîrful coloanei fiind numerotat cu 1. Pe talerul n, lichidul de compoziţie x_n este în echilibru cu vaporii săi, de compoziţie y_n. Pe acest taler se scurge lichid de pe talerul superior, n-1, de compoziţie x_{n-1} şi barbotează vaporii de pe talerul inferior, n+1, de compoziţie y_{n+1}(fig.7.1.3.).

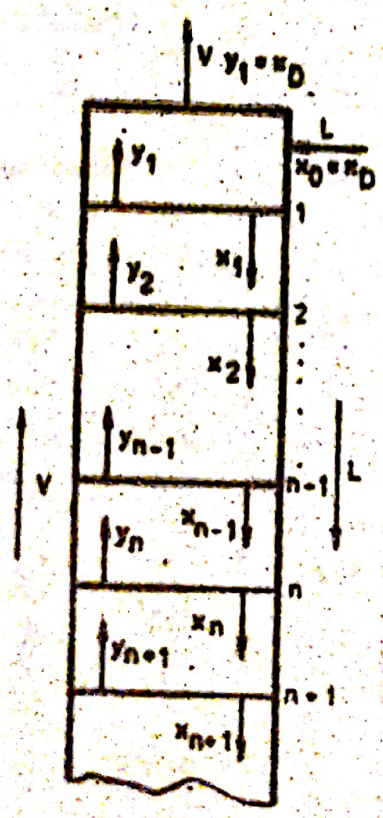


Fig.7.1.3. Schema fluxurilor în zona de concentrare.

Debitul de reflux, L, şi debitul de vapori, V, rămîne constant, în condiţiile ipotezelor simplificatoare prezentate anterior. Dacă regimul este staţionar, bilanţul componentului uşor volatil, pentru talerul n, se exprimă prin relaţia:

$$V\,y_{n+1}+L\,x_{n-1}=V\,y_n+L\,x_n \qquad (7.1.6)$$

de unde:

$$y_{n+1}=\frac{L}{V}(x_n-x_{n-1})+y_n \qquad (7.1.7)$$

sau ţinînd cont că $\frac{L}{V}=\frac{R}{R+1}$

$$y_{n+1}=\frac{R}{R+1}(x_n-x_{n-1})+y_n \qquad (7.1.8)$$

Utilizînd relaţia(7.1.8), pentru talerul de la vîrful coloanei pentru care n=1, rezultă:

$$y_2=\frac{R}{R+1}(x_1-x_0)+y_1 \qquad (7.1.9)$$

în care: $x_0=x_D$, respectiv $y_1=x_D$. Considerînd că între lichidul

de pe talerul 1, de compoziţie x_1 şi vaporii săi, de compoziţie y_1 se stabileşte echilibrul termodinamic, cunoscînd valoarea lui y_1 se determină, prin interpolare din datele de echilibru, valoarea lui x_1.

După calcularea lui y_2 cu relaţia (7.1.9) se determină compoziţia lichidului de pe talerul al doilea, x_2, în echilibru cu vaporii cu compoziţia y_2. Se compară x_2 cu x_F şi dacă $x_2 > x_F$ se continuă calculul pentr n=2, 3, 4 ... ş.a.m.d. pînă se găseşte un $x_i \leq x_F$. De regulă, rareori se ajunge la $x_i = x_F$, găsind, cel mai frecvent, $x_i < x_F$. In acest caz, pentru stabilirea exactă a numărului de talere teoretice, se calculează o fracţiune dintr-un taler teoretic, cu relaţia:

$$FRTC = \frac{x_{i-1} - x_F}{x_{i-1} - x_i} \qquad (7.1.10)$$

Prin urmare numărul exact de talere teoretice în zona de concentrare va fi :

$$n_c = i - 1 + FRTC \qquad (7.1.11)$$

b) <u>Calculul numărului de talere teoretice în zona de epuizare</u>.

Algoritmul de calcul se deduce printr-un raţionament similar cu cel utilizat pentru zona de concentrare, dar în acest caz numerotarea talerelor se face începînd cu talerul inferior, deoarece fierbătorul poate fi considerat un taler teoretic (fig.7.1.4).

In zona de epuizare debitul de lichid este egal cu L+F, iar debitul de vapori egal tot cu V. Aceste fluxuri sînt constante în lungul secţiunii de epuizare. Pentru un taler oarecare, 1, din această zonă, bilanţul componentului uşor volatil, se exprimă prin relaţia:

$$Vy_{1-1} + (L+F)x_{1+1} = Vy_1 + (L+F)x_1 \qquad (7.1.12)$$

de unde:

$$x_{1+1} = \frac{V}{L+F}(y_1 - y_{1-1}) + x_1 \qquad (7.1.13)$$

şi ţinînd cont că V = D(R+1) iar L = DR:

$$x_{1+1} = \frac{D(R+1)}{DR+F}\left[y_1 - y_{1-1}\right] + x_1 \qquad (7.1.14)$$

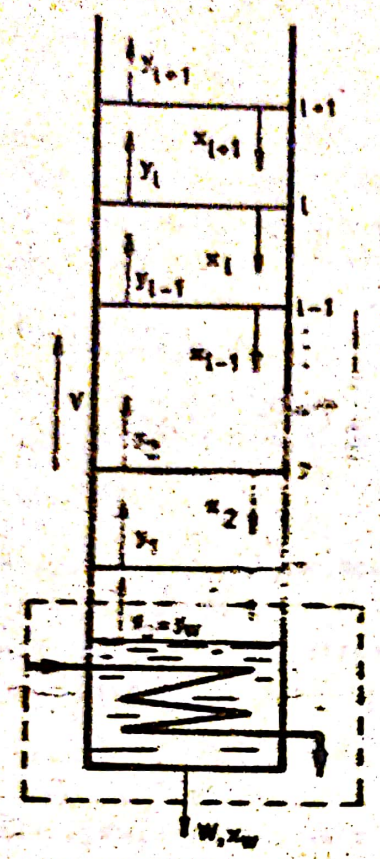


Fig.7.1.4. Schema fluxurilor în zona de epuizare.

Pentru talerul de la partea inferioară a coloanei, pentru care l=1, relaţia (7.1.14) devine:

$$x_2 = \frac{D(R+1)}{DR+F}\left[y_1 - y_o\right] + x_1 \qquad (7.1.15)$$

Dacă se consideră fierbătorul ca un taler teoretic, atunci y_o din relaţia(7.1.15) se determină din condiţia că vaporii rezultaţi în blază sînt în echilibru cu lichidul din blază, care are compoziţia x_w. Deci $y_o = y_w$ şi se determină din datele de echilibru, prin interpolare, deoarece x_w este cunoscut. Dar în ecuaţia(7.1.15) mai apar ca necunoscute x_1 şi y_1(compoziţia fazelor pe primul taler). Deoarece între x_1 şi y_1 există o relaţie de echilibru, este suficient să se cunoască compoziţia uneia dintre faze, compoziţia celeilalte faze determinîndu-se din datele de echilibru. Compoziţia lichidului pe primul taler se poate determina însă dintr-un bilanţ al componentului uşor volatil, aplicat pentru blază(conturul punctat în fig.7.1.4):

$$(L + F)x_1 = Vy_w + Wx_w \qquad (7.1.16)$$

de unde:

$$x_1 = \frac{Vy_w + Wx_w}{L+F} \qquad (7.1.17)$$

sau:

$$x_1 = \frac{D(R+1)y_w + (F-D)x_w}{DR + F} \qquad (7.1.18)$$

După calcularea lui x_2 cu relaţia (7.1.15) se determină din datele de echilibru, y_2 şi se aplică, în continuare relaţia (7.1.14) pentru l=2, obţinînd pe x_3 :

$$x_3 = \frac{D(R+1)}{DR+F}\left[y_2 - y_1\right] + x_2 \qquad (7.1.19)$$

Se compară x_3 cu x_F şi dacă $x_3 < x_F$ se continuă calculele pentru $j = 3, 4 \ldots$ pînă se găseşte un $x_j \geq x_F$. Şi în acest caz, dacă $x_j > x_F$ se calculează fracţiunea dintr-un taler teoretic cu relaţia:

$$FRTE = \frac{x_F - x_{j-1}}{x_j - x_{j-1}} \qquad (7.1.20)$$

Iar numărul de talere teoretice din zona de epuizare, va fi:

$$n_e = j - 1 + FRTE \qquad (7.1.21)$$

deoarece talerul de alimentare a fost inclus de două ori, o dată la calculul zonei de concentrare, iar a doua oară la calculul zonei de epuizare. Numărul de talere teoretice în cele două zone este deci, $n = n_c + n_e$ (fierbătorul este considerat taler teoretic).

7.1.5.2.2. CALCULUL NUMARULUI DE TALERE TEORETICE PRIN METODA GRAFICA SIMPLIFICATA MC CABE-THIELE.

Această metodă se bazează pe aceleaşi ipoteze simplificatoare ca şi metoda analitică simplificată (Lewis) şi, de fapt, este o transpunere grafică a acestei metode. Ca şi metoda Lewis, metoda Mc Cabe - Thiele se bazează pe reprezentarea grafică a relaţiei de echilibru şi de bilanţ material, ecuaţiile algebrice obţinute prin aplicarea bilanţului de material fiind transformate în drepte care se reprezintă grafic în diagrama $y=f(x)$.

Pentru determinarea numărului de talere teoretice prin această metodă se procedează în felul următor:

- se trasează, la scară, curba de echilibru a amestecului binar ce trebuie separat;
- se fixează pe abscisă punctele x_W, x_F şi x_D;
- se trasează linia de operare a zonei de concentrare (vezi ec.7.1.4) ştiind că aceasta intersectează diagonala într-un punct M, de abscisă $x=x_D$ şi cu ordonata la origine $y_o = x_D/(R+1)$ (fig. 7.1.5);
- se trasează linia de operare a zonei de epuizare ştiind că aceasta intersectează diagonala într-un punct N, de abscisă $x=x_W$, şi că cele două drepte se intersectează într-un punct S, de abscisă $x=x_F$;
- începînd din punctul M se duce o linie orizontală pînă la

curba de echilibru, obţinînd punctul(1) al cărui abscisă dă compoziţia lichidului pe primul taler, x_1. Din punctul (1) se coboară pe o verticală pînă la linia de operare, fixînd punctul(a) de coordonate(x_1,x_2), care dă compoziţia fazelor între primul şi al doilea taler. Se continuă construcţia în trepte în acelaşi mod pînă la depăşirea punctului de abscisă $x=x_w$. Numărul punctelor de intersecţie dintre liniile orizontale şi curba de echilibru reprezintă numărul de talere teoretice al coloanei, pentru realizarea separării impuse.

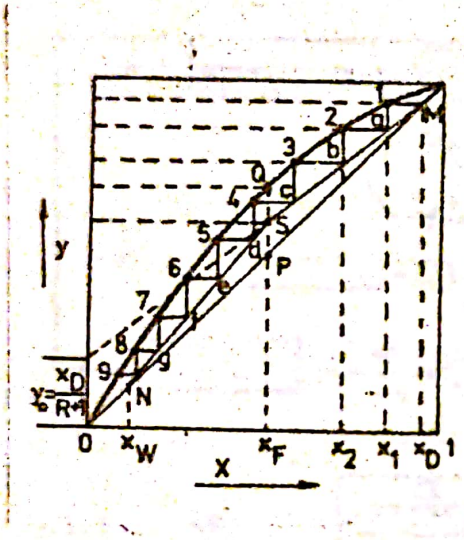
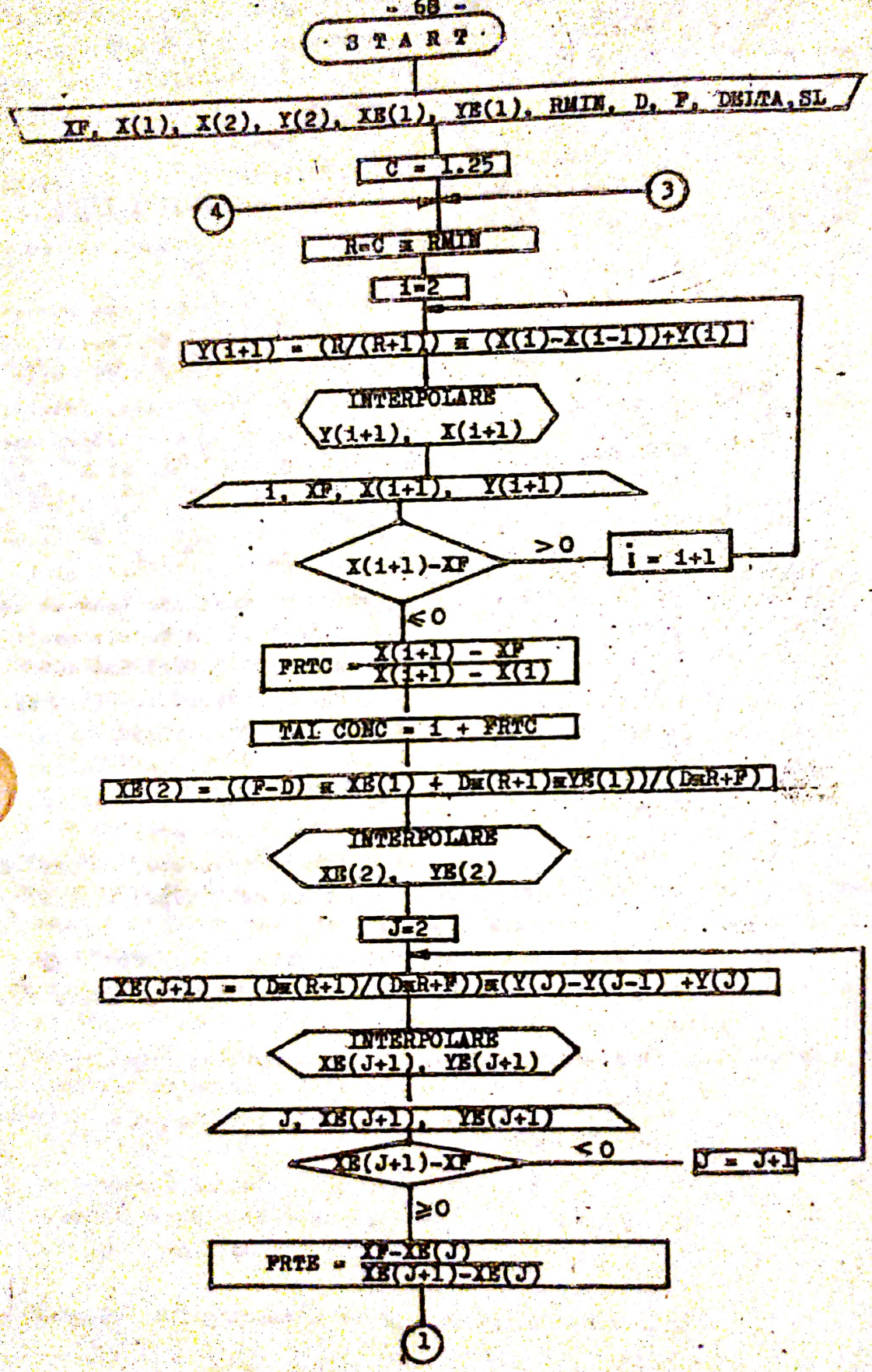


Fig.7.1.5. Determinarea numărului de trepte teoretice prin metoda Mc Cabe-Thiele.

Din cele de mai sus rezultă că metoda grafică Mc Cabe-Thiele este mult mai expeditivă decît metoda analitică Lewis. Totuşi, în cazul cînd x_D are valori mari, $x_D \in [0,99-0,9999]$ sau cînd x_w are valori foarte mici; $x_w \in [0,0001-0,01]$ erorile metodei Mc Cabe-Thiele sînt relativ mari şi în aceste cazuri se apelează la metoda analitică. Metodele analitice sînt mai laborioase dar sînt mult mai precise decît metodele grafice. Utilizarea metodelor analitice pentru calculul numărului de talere teoretice s-a extins considerabil, în ultima vreme, deoarece, în prezent, dezavantajul legat de volumul mare de calcule este depăşit prin utilizarea calculatoarelor electronice.

Pentru metoda analitică simplificată Lewis, algoritmul de calcul poate fi programat în limbaj FORTRAN sau BASIC şi poate fi rulat şi pe calculatoare personale.

Schema logică a programului este prezentată în figura 7.1.6.


START
XF, X(1), X(2), Y(2), XE(1), YE(1), RMIN, D, F, DELTA, SL
C = 1.25
4
3
R=C * RMIN
I=2
Y(I+1) = (R/(R+1)) * (X(I)-X(I-1))+Y(I)
INTERPOLARE
Y(I+1), X(I+1)
I, XF, X(I+1), Y(I+1)
X(I+1)-XF
>0
I = I+1
≤0
FRTC = X(I+1) - XF / X(I+1) - X(I)
TAL CONC = 1 + FRTC
XE(2) = ((F-D) * XE(1) + D*(R+1)*YE(1))/(D*R+F)
INTERPOLARE
XE(2), YE(2)
J=2
XE(J+1) = (D*(R+1)/(D*R+F))*(Y(J)-Y(J-1) +Y(J)
INTERPOLARE
XE(J+1), YE(J+1)
J, XE(J+1), YE(J+1)
XE(J+1)-XF
<0
J = J+1
≥0
FRTE = XF-XE(J) / XE(J+1)-XE(J)
1

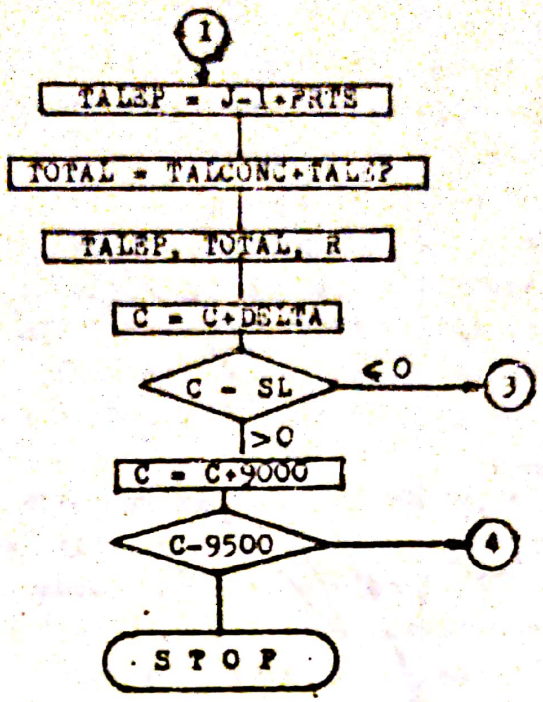


Fig.7.1.6. Schema logică pentru algoritmul de calcul al numărului de talere teoretice prin metoda Lewis.

7.1.5.3. REFLUX MINIM, MAXIM SI OPTIM IN RECTIFICARE.

Cifra de reflux este un parametru important în calculul operaţiei de rectificare, deoarece pentru o separare impusă(valori ale lui x_D şi x_W fixate) dintr-o alimentare dată(F şi x_F precizaţi) valoarea acestui parametru influenţează dimensiunile instalaţiei de rectificare(diametrul şi înălţimea coloanei, suprafaţa de schimb de căldură a fierbătorului şi a condensatorului) şi deci costul instalaţiei şi cheltuielile de exploatare(consumul de căldură la fierbător, consumul de agent de răcire la condensator, etc.)

Cifra de reflux nu poate scădea sub o valoare minimă. Pentru valoarea minimă a cifrei de reflux, numărul de talere teoretice a coloanei, pentru o separare impusă, este infinit.

Refluxul minim, corespunde situaţiei cînd cele două drepte de operare se intersectează pe curba de echilibru(fig.7.1.7).

Cînd dreapta de operare trece prin punctul C_1(aflat pe curba de echilibru), panta acesteia are valoarea:

$$tg\,\alpha = \frac{EE'}{E'C_1} = \frac{x_D - y_F}{x_D - x_F} = \frac{R_{min}}{R_{min}+1} \qquad (7.1.2)$$

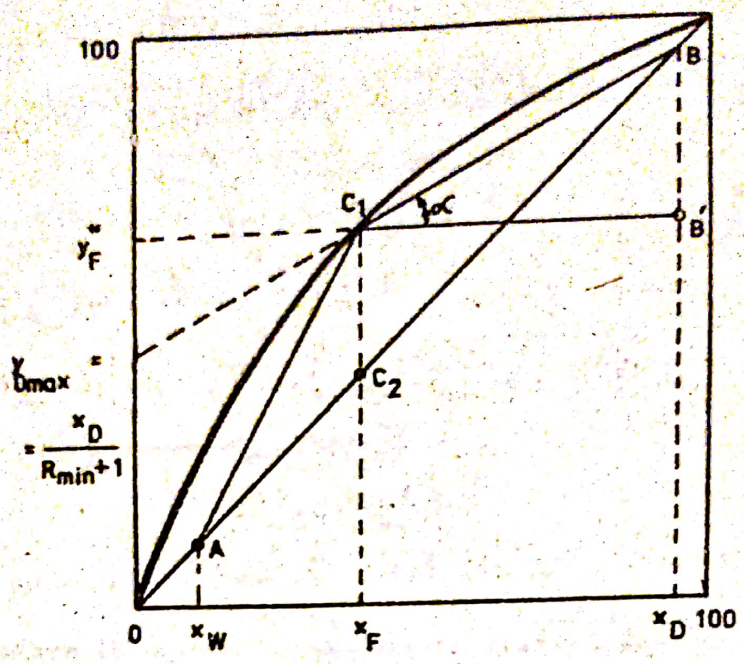


Fig.7.1.7. Poziţia dreptelor de operare la reflux minim.

de unde:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_P^*}{y_P^* - x_P} \qquad (7.1.24)$$

în care y_P^* este concentraţia vaporilor în echilibru cu lichidul de compoziţie x_P.

Cînd dreptele de operare se intersectează într-un punct situat pe curba de echilibru, înseamnă că în vecinătatea talerului de alimentare se crează o zonă de invarianţă deoarece compoziţia fazelor între două talere(date de punctele de pe dreptele de operare) este aceeaşi cu compoziţia fazelor pe taler(date de punctele de pe curba de echilibru). Prin urmare dacă între talerele succesive compoziţia fazelor nu se modifică, nu se realizează separarea şi deci numărul de talere este infinit.

Creşterea cifrei de reflux, peste valoarea minimă, realizată prin scăderea debitului de distilat, determină scăderea numărului de talere teoretice. Scăzînd debitul de distilat pînă la valoarea zero, $R \to \infty$, $tg\alpha = 1$ şi în acest caz dreptele de operare se suprapun cu diagonala(punctul de intersecţie a dreptelor de operare,

C_2 este situat pe diagonală). Se spune că în acest caz coloana funcţionează la reflux total. In cazul refluxului total numărul talerelor teoretice este minim. Operarea la reflux minim sau la reflux total sînt cazuri limită, operarea la reflux total fiind utilizată numai în instalaţiile de laborator care au ca scop determinarea experimentală a eficacităţii globale a coloanei. In practică se lucrează cu valori ale cifrei de reflux astfel alese încît cheltuielile de investiţii şi de exploatare să fie minime. Cifra de reflux pentru care aceste cheltuieli sînt minime se numeşte reflux optim.

Ţinînd cont de influenţa valorii cifrei de reflux asupra cheltuielilor de investiţii, rezultă următoarele: cu creşterea lui R, înălţimea coloanei scade, dar creşte diametrul ei şi suprafaţa de schimb de căldură a fierbătorului şi condensatorului, deci curba cheltuielilor de investiţii trece printr-un minim. In ceea ce priveşte cheltuielile de exploatare acestea cresc cu creşterea cifrei de reflux. Curba cheltuielilor totale trece printr-un minim, iar cifra de reflux corespunde acestui minim reprezintă tocmai cifra optimă de reflux(fig.7.1.8).

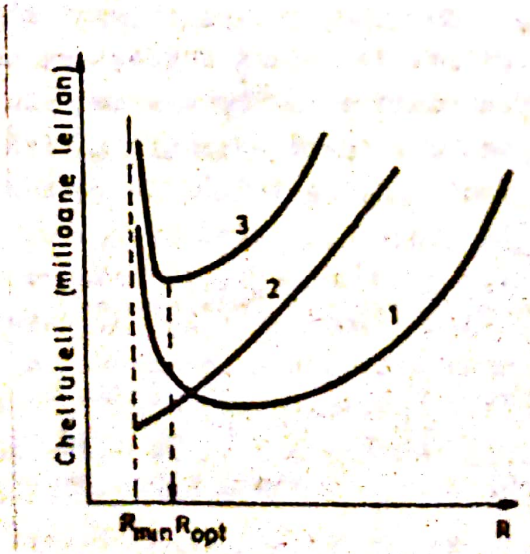


Fig.7.1.8. Poziţia refluxului optim la o coloană de rectificare; 1-cheltuielile de investiţii; 2-cheltuielile de exploatare; 3-cheltuielile totale.

Trebuie evidenţiat aspectul că odată cu creşterea cheltuielilor de exploatare ca rezultat al creşterii costului caloriei, de exemplu, cifra optimă de reflux se apropie de cifra minimă. Raportul între costul energiei şi cel al tonei de oţel prelucrat depinde de structura economică a ţării care realizează investiţia şi de conjunctura economică internaţională. De aici rezultă că un calcul riguros al cifrei optime de reflux trebuie să ţină cont de factorii economici menţionaţi anterior.

Influenţa diverşilor factori asupra cifrei de reflux a fost modelată matematic, obţinîndu-se o serie de relaţii pentru cal-

cului cifrei optime de reflux. O astfel de relaţie, care are avantajul că este foarte simplă, este următoarea [62]:

$$\frac{R_{optim}}{R_{min}} = 1 + 0{,}192\left[\frac{N_{min}}{R_{min}}\right]^{1/2} \qquad (7.1.25)$$

In care N_{min} este numărul munim de talere teoretice, determinat pentru refluxul total ($R \to \infty$).

Dacă se reprezintă grafic variaţia numărului de talere teoretice în funcţie de cifra de reflux, pentru o alimentare dată şi compoziţii x_D şi x_W fixate, rezultă o dependenţă de tipul celei reprezentate în fig.7.1.9.

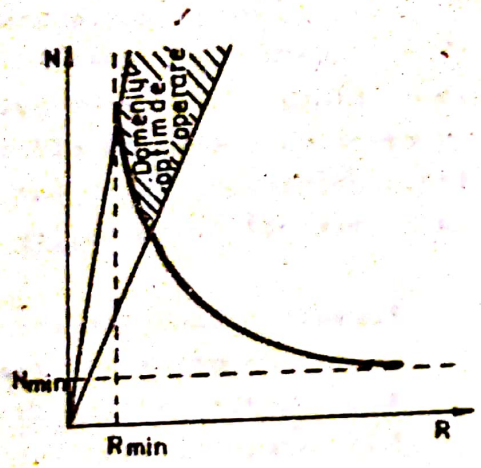


Fig.7.1.9. Variaţia numărului de talere teoretice cu cifra de reflux.

Punctele prin care se trasează această curbă se pot obţine prin repetarea unei metode de determinare a numărului de talere teoretice, pentru diferite valori ale cifrei de reflux mai mari decît cifra minimă. Din figura 7.1.9 rezultă că în domeniul valorilor mari ale cifrei de reflux o creştere accentuată a lui R, are ca rezultat o scădere nesemnificativă a numărului de talere teoretice. In domeniul cifrei de reflux apropiate de R_{min}, o scădere nesemnificativă a lui R, determină o creştere accentuată a numărului de talere teoretice. De aceea, operarea coloanei în aceste domenii extreme are efecte economice defavorabile. De aceea se consideră că valoarea optimă a cifrei de reflux este situată în domeniul în care curbura reprezentării $N=f(R)$ este maximă. Totuşi creşterea cheltuielilor de exploatare ca urmare a creşterii costului energiei, poate determina deplasarea domeniului optim în zona cifrelor de reflux mai mici(zona haşurată din fig.7.1.9).

In absenţa unor date care să permită calculul riguros al cheltuielilor minime se poate utiliza, pentru calculul orientativ al cifrei optime de reflux, relaţia (7.1.25) sau reprezentări de tipul celei din fig.7.1.5, cu recomandarea, în acest caz ca la alegerea lui R_{optim} să se ţină cont de căldurile de vaporizare

ale componenților. Cu cît căldurile de vaporizare sînt mai mari sînt recomandate valori ale cifrei optime de reflux, mai apropiate de R_{min}.

7.1.6. <u>ÎNĂLȚIMEA COLOANELOR DE RECTIFICARE CU TALERE</u>.

Înălțimea coloanelor de rectificare depinde de numărul real de talere al coloanei, N_r și se calculează cu relația:

$$H_c = (N_r-1)H + H_1 + H_2 \qquad (7.1.26)$$

în care H este distanța dintre talere, H_1 este distanța de la primul taler pînă la vîrf(care se adoptă între 0,75-1m), iar H_2 este distanța de la ultimul taler pînă la bază(se adoptă între 1-1,5m). Distanța dintre talere H, trebuie astfel aleasă încît să conducă la un cost minim al coloanei. Distanța optimă dintre talere depinde de proprietățile sistemului și de condițiile de operare. În tabelul 7.1.4 sînt prezentate distanțele între talere recomandate în funcție de diametrul coloanei [60].

Tabelul 7.1.4. Distanțele dintre talere recomandate în funcție de diametrul coloanei.

Diametrul coloanei, D_c în m	Distanța dintre talere, H în m
≤ 1,2	0,152 - 0,508
1,2 - 3,0	0,61
3,0 - 3,7	0,76
3,7 - 7,3	0,91

Numărul real de talere al coloanei este dat de raportul dintre numărul de talere teoretice, determinat pentru R_{optim} și <u>eficacitatea medie globală</u> a talerelor din coloană, E_m:

$$N_r = \frac{N_{optim}}{E_m} \qquad (7.1.27)$$

Eficacitatea medie globală depinde de foarte mulți factori, care nu au putut fi corelați cu ajutorul unei relații analitice unice. Literatura de specialitate prezintă o serie de relații analitice, care corelează proprietățile fluidelor din coloană, parametrii de operare și parametrii constructivi ai talerelor. Două relații simple sînt prezentate în continuare:

$$E_m = 0,17 - 0,616 \lg(10^3 \eta_L) \qquad (7.1.28)$$

în care η_l, este vîscozitatea medie a amestecului de alimentare, în kg/m.s şi:

$$E_m = 0,49(10^3 \alpha_m \eta_l)^{-0,245} \qquad (7.1.29)$$

în care α_m este volatilitatea medie a amestecului binar, iar η_l are aceeaşi semnificaţie ca şi în relaţia (7.1.28).

Domeniul posibil de variaţie a eficacităţii medii globale este mare, fiind cuprins între 0,1 - 0,9, relaţiile de mai sus se bazează pe date experimentale obţinute pentru un număr relativ mare de sisteme, de aceea se recomandă ca acestea să fie utilizate cu multă precauţie. Pentru separări mai deosebite este necesar ca eficacitatea medie globală să se determine experimental pe o coloană de laborator, operată la reflux total.

7.1.7. DIAMETRUL COLOANELOR DE RECTIFICARE.

Diametrul coloanelor de rectificare se calculează din debitul de vapori şi din debitul maxim de lichid din coloană. Sînt situaţii cînd diametrul calculat din debitul de vapori $D_{c,v}$ este diferit de cel calculat din debitul maxim de lichid, $D_{c,l}$. In acest caz se va adopta, în funcţie de diferenţa dintre diametre unul dintre acestea, aşa cum se va preciza ulterior. Diametrul din debitul de vapori se calculează cu relaţia:

$$V = \rho_v \cdot v_v \frac{D_{c.v}^2}{4} \qquad (7.1.30)$$

în care: $V=D(R_{optim}+1)$, este debitul masic de vapori, ρ_v este densitatea vaporilor la compoziţia şi la temperatura pe care o au la ieşirea din coloană(pe talerul de la vîrf, deoarece dacă refluxul se introduce la temperatura de fierbere debitul de vapori este maxim la vîrful coloanei), iar v_v este viteza fictivă a vaporilor în coloană. Viteza vaporilor trebuie astfel aleasă încît să se evite entrenarea lichidului în coloană în sens ascendent. Deoarece scăderea vitezei determină creşterea diametrului, este de dorit să se aleagă viteza maximă a vaporilor fără a se produce antrenarea. Pornind de la acest considerent se recomandă, pentru calculul vitezei vaporilor, relaţia:

$$v_v = c\left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0.5} . Fi \qquad (7.1.31)$$

în care ρ_v şi ρ_l sînt densităţile vaporilor şi lichidului la compoziţia şi temperatura pe talerul de la vîrful coloanei, c este factorul sau coeficientul de viteză, iar Fi este un parametru adimensional subunitar, denumit factor de înecare. Coeficientul de viteză, c depinde în principal de tensiunea superficială a amestecu-

lui, σ şi de distanţa dintre talere, H. Pentru cîteva situaţii mai frecvent întîlnite în practică coeficientul de viteză se poate lua din graficul reprezentat în fig.7.1.10[60]. Factorul de înecare, Fi se adoptă în funcţie de tipul de taler(cu clopoţei, sită sau supape) şi de proprietăţile amestecului. Pentru talere cu clopoţei se recomandă valori Fi=0,8 - -0,85, pentru lichide nespumante şi, Fi=0,75 pentru cele spumante. Pentru talere cu supape se recomandă Fi=0,82, pentru coloane cu diametrul mai mare de 0,9 m şi Fi=0,65-0,82 pentru coloane cu diametrul mai mic de 0,9 m.

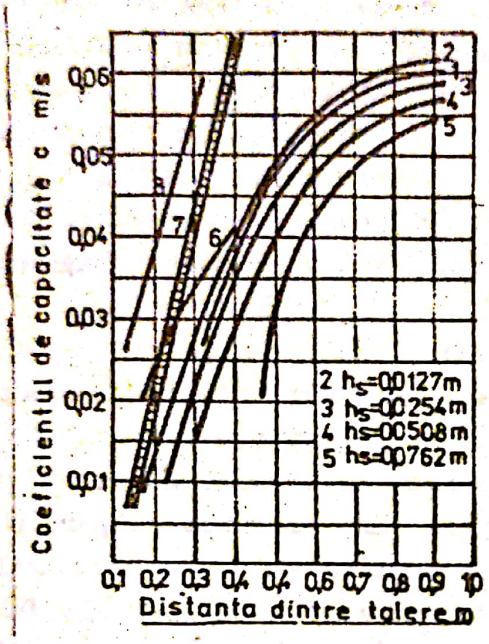


Fig.7.1.10. Variaţia coeficientului de capacitate c cu distanţa dintre talere şi închiderea hidraulică statică: 1- Souders şi Brown pentru σ=0,02 N/m sau mai mare; 2,3,4 şi 5 Carey; 6- Kirschbaum; 7, 8 - pentru clopoţei de 0,025 m.

7.1.8. DIMENSIONAREA ELEMENTELOR CE FORMEAZA UN TALER

Din punct de vedere constructiv un taler este o placă circulară orizontală, pe care se menţine un anumit nivel de lichid prin care barbotează vaporii, care circulă în sens ascendent. Lichidul curge din taler în taler, în sens descendent, fie prin orificiile prin care circulă şi vaporii, fie prin aşa-numitele deversoare. În funcţie de modul de curgere a lichidului de la un taler la altul, talerele se clasifică în:

- talere cu deversoare sau talere cu curgerea transversală a lichidului;
- talere fără deversoare sau talere cu curgerea în contracurent a fluxurilor.

Coloanele cu deversoare sînt mult mai utilizate în practica industrială, datorită performanţelor lor superioare.

Dintre talerele cu deversoare cele mai cunoscute şi utilizate sînt: talerele cu clopoţei, talerele perforate sau talerele sită şi talerele cu supape.

7.1.8.1. DIMENSIONAREA DEVERSOARELOR

Curgerea transversală uniformă a lichidului pe taler poate fi controlată prin schimbarea poziţiei, formei şi dimensiunilor deversoarelor în vederea creşterii stabilităţii în operare şi îmbunătăţirii eficacităţii transferului de masă. De exemplu, prin modificarea înălţimii deversorului se modifică înălţimea lichidului pe taler, iar prin amplasarea mai multor deversoare(ca în fig.7.1.11 d,e) se micşorează distanţa parcursă de lichid ceea ce asigură un nivel al lichidului, pe taler, apropiat de cel constant(gradient mic de lichid).

Deversoarele cu care sînt prevăzute talerele pot fi circulare sau de tip coardă(segment). Alegerea unui anumit tip de deversor se face în funcţie de debitul de lichid. La valori ale raportului $L/V < 0,1$ kg lichid/kg vapori se recomandă deversorul circular, iar la valori mai mari deversorul de tip coardă, deoarece asigură o valorificare mai bună a suprafeţei talerului şi o curgere mai uniformă pe suprafaţa talerului. Numărul deversoarelor se alege în funcţie de sarcina de lichid exprimată în $m^3/h.m$, de lungime a deversorului (perimetrul arcului în cazul deversoarelor circulare, respectiv lungimea corzii). Pentru sarcină de lichid mai mică decît 45-60 $m^3/h.m$ se recomandă un singur deversor, iar pentru sarcină de lichid mai mare se folosesc talere cu mai multe deversoare laterale, alternînd cu unul central(fig.7.1.11). In cazul talerelor cu un singur deversor acestea se montează alternativ,diametral opus, de o parte şi de alta a talerului. Poziţia deversoarelor pe taler este deosebit de importantă pentru asigurarea unei curgeri eficiente a lichidului, fără zone inactive, în care timpii de staţionare sînt mari. Cîteva moduri de amplasare a deversoarelor pe taler sînt prezentate în fig.7.1.11, în care zonele haşurate marchează zonele inactive. Se menţionează că aceste zone se măresc pe măsură ce diametrul coloanei creşte. In fig.7.1.11 sînt prezentate cîte două talere succesive din coloană.

Aşa cum rezultă şi din fig.7.1.11 cea mai raţională dispunere a deversoarelor pe taler este, în cazul coloanelor cu diametrul mare, dispunerea radială a mai multor deversoare pe un taler care alternează cu un taler prevăzut cu un singur deversor central, sau dispunerea a două deversoare laterale tip coardă, alternînd cu un taler cu două deversoare centrale(fig.7.1.11 d şi e).

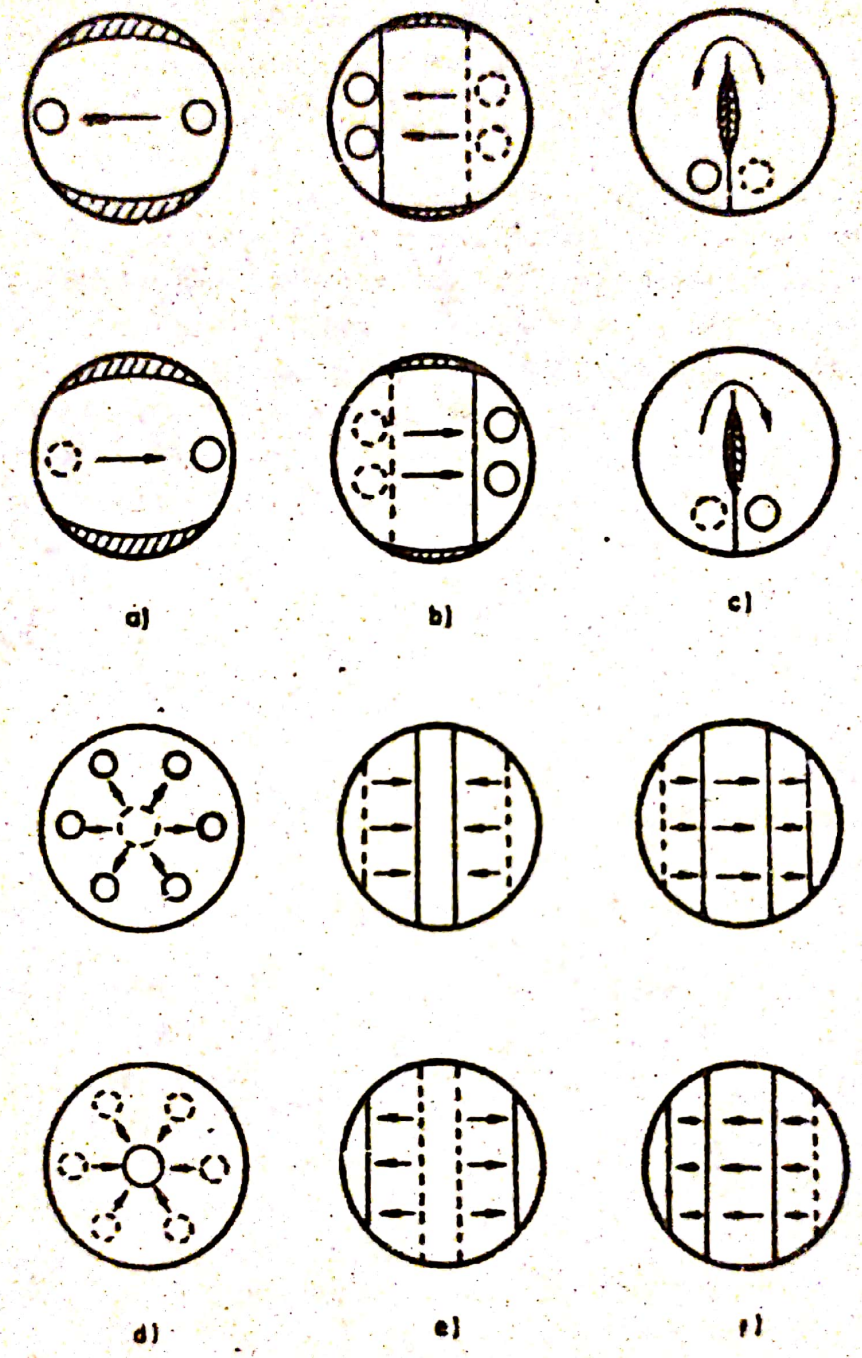


Fig.7.1.11. Moduri de amplasare a deversoarelor pe taler.

Scanned with OKEN Scanner

Deversoarele din fig.7.1.11-c se folosesc în cazul separării unor amestecuri la care rezistenţa la transferul de masă este concentrată în faza lichidă, cînd este de dorit ca timpul de staţionare a lichidului pe taler să fie mărit prin creşterea drumului parcurs de lichid. Talerele prevăzute cu acest tip de deversor se numesc talere cu curgere inversă.

Deşi conductele circulare au reprezentat forma cea mai obişnuită a deversorului, ele se folosesc mai rar în prezent, deoarece oferă o secţiune de deversare mică. Deversorul de tip coardă este tipul cel mai recomandat şi utilizat în prezent, deoarece asigură o folosire maximă a fracţiunii din taler destinată în acest scop, ceea ce are ca rezultat creşterea capacităţii coloanei. Pentru a se asigura o distribuţie bună a lichidului pe taler, lungimea segmentului lateral nu trebuie să fie mai mică decît jumătate din diametrul coloanei. O valoare a lungimii corzii egală cu $0,8 \cdot D_c$ este considerată rezonabilă.

Pentru calculul secţiunii de deversare a lichidului, se utilizează ecuaţia debitului:

$$L_{max} = \rho_l v_d A_d \qquad (7.1.32)$$

în care L_{max} este debitul maxim de lichid din coloană, în kg/s, ρ_l este densitatea medie a lichidului pe talerul de alimentare în kg/m^3, v_d este viteza lichidului în deversor, în m/s, iar A_d este aria secţiunii de deversare în m^2. Debitul maxim de lichid este în zona de epuizare, deci $L_{max}=L+P$. Viteza lichidului în deversor, se poate adopta în funcţie de distanţa dintre talere, dintr-un grafic de tipul celui din fig.7.1.12. Datele din fig.7.1.12 se utilizează pentru sisteme nespumante. Pentru sisteme spumante, viteza determinată din grafic se înmulţeşte cu 0,7. Ţinînd cont de cele de mai sus calculul deversoarelor tip coardă decurge astfel:

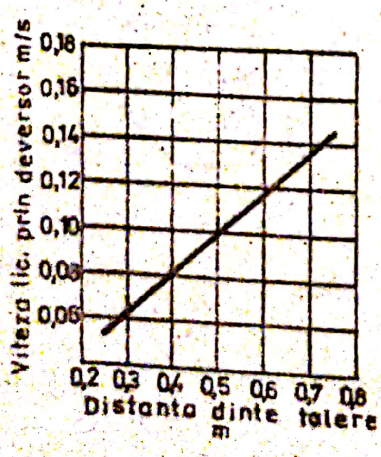


Fig.7.1.12. Variaţia vitezei lichidului în deversor cu distanţa dintre talere.

- se determină viteza lichidului în deversor din fig.7.1.12 în funcţie de distanţa dintre talere;

- se calculează debitul ma-

xim de lichid, iar din ecuaţia 7.1.32 se calculează aria de deversare;

- ţinînd cont că pentru talerul tip coardă, aria sectorului de cerc, A_d este dată de relaţia:

$$A_d = \frac{D_{c,v}^2}{8}\left[\frac{\pi}{180} - \sin\varphi\right] \qquad (7.1.33)$$

Se calculează unghiul la centru, φ (fig.1.13):

- în funcţie de unghiul la centru şi diametrul coloanei calculat din debitul de vapori, se calculează lungimea corzii l şi a săgeţii S, cu relaţiile:

$$l = D_{c,v}\sin\frac{\varphi}{2} \qquad (7.1.34)$$

$$S = \frac{D_{c,v}}{2}\left[1 - \cos\frac{\varphi}{2}\right] \qquad (7.1.35)$$

iar apoi raportul l/D_c. Dacă acest raport este cuprins între limitele 0,65-0,75 se consideră calculul încheiat. In caz contrar se procedează astfel:

- se fixează raportul $l/D_{c,l}$ între limitele 0,6-0,75, se calculează din relaţia(7.1.34)unghiul la centru, φ care se utilizează în relaţia 7.1.33. din care se calculează diametrul după debitul maxim de lichid, $D_{c,l}$. Dacă acest diametru este mai mare cu mai mult decît 0,2 m faţă de cel calculat din debitul de vapori(după debitul maxim de vapori), atunci zona de concentrare a coloanei se construieşte cu diametrul calculat din debitul de vapori, iar zona de epuizare cu diametrul calculat din sarcina maximă de lichid. Dacă diferenţa dintre diametrele calculate din sarcina de vapori şi de lichid este mai mică decît 0,2 m, coloana se va construi cu diametrul cel mai mare. Indiferent de valoarea ariei A_d calculată din ecuaţia(7.1.32) nu trebuie să fie mai mică decît 5% din secţiunea

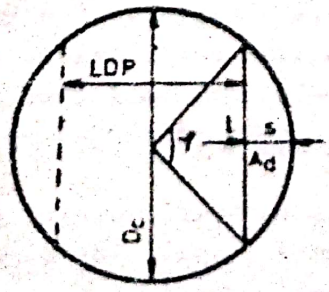


Fig.7.1.13
Poziţia segmentului l, a săgeţii S, a unghiului la centru φ şi a lungimii maxime a drumului parcurs de lichid, LDP.

liberă a coloanei, valori normale ale raportului dintre secţiunea deversorului şi cea a coloanei fiind cuprinse între 0,1-0,2.

Pentru coloanele cu diametrul $D_c \leq 1,8$ m se recomandă următoarele valori ale mărimilor ce intervin în calculul deversoarelor:

- aria deversorului A_d= 12% din secţiunea liberă a coloanei;
- aria activă maximă(suprafaţa acoperită cu clopoţei) 76 % din secţiunea liberă a coloanei;
- unghiul la centru $\varphi = 100^o$;
- lungimea coardei l=77 % din D_c;
- lungimea maximă a drumului parcurs de lichid LDP=64 % din D_c.

In cazul unor debite mici de lichid se pot utiliza deversoare circulare, recomandîndu-se amplasarea lor ca în(fig.7.1.11,d). Pentru dimensionare se utilizează tot relaţia(7.1.32) care se poate aplica separat pentru zona de concentrare şi pentru zona de epuizare. In acest caz:

$$A_d = n_d \frac{\pi d_d^2}{4} \qquad (7.1.36)$$

în care n_d este numărul tuburilor deversoare(n_d=1, pentru talerul cu un singur tub deversor central respectiv n_d=4;6;8 .... pentru talerul cu deversoare periferice), iar d_d este diametrul interior al tubului deversor. Din relaţia (7.1.35) se calculează d_d după ce se fixează n_d.

7.1.8.2. DIMENSIONAREA TUBURILOR DE VAPORI SI A CLOPOTEILOR.

In practica industrială se utilizează o varietate mare de clopoţei. Totuşi cei rotunzi sînt cei mai utilizaţi. Aceştia au forma unui pahar cu gura în jos, prevăzut la partea inferioară cu aşa-numitele fante submersate în lichidul de pe taler. Vaporii care vin de pe talerul inferior intră în aşa-numitele tuburi de vapori ale talerului(coşuri) deasupra cărora sînt montaţi clopoţeii. Datorită clopoţeilor, vaporii care ies din tuburile de vapori sînt obligaţi să circule în continuare prin spaţiul inelar dintre clopoţel şi tubul de vapori, iar apoi prin fantele clopoţelului care au rolul de a dispersa vaporii în masa lichidului de pe taler, realizîndu-se astfel transferul de masă între cele două faze(fig.7.1.14).

Cele mai comune forme de fante sînt cele rectangulare, triunghiulare sau trapezoidale.

Numărul tuburilor de vapori şi deci numărul clopoţeilor se determină din condiţia ca secţiunea totală a tuburilor de vapori să reprezinte 8-16% din secţiunea colcanei, deci:

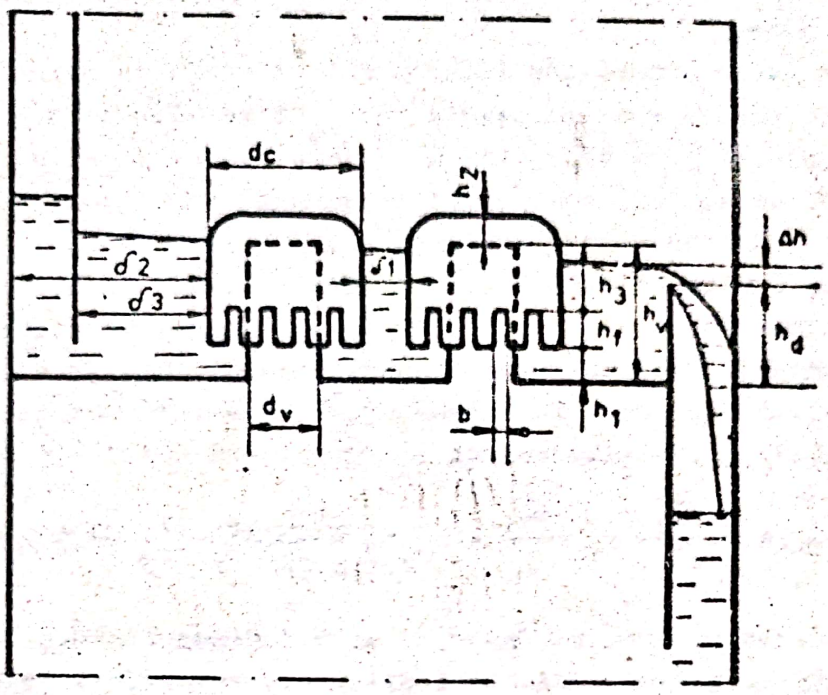


Fig.7.1.14. Schema talerului cu clopoţei.

$$(0,08\text{-}0,16)\ \frac{\pi D_c^2}{4} = n_v \frac{\pi d_{vi}^2}{4} \qquad (7.1.37)$$

în care n_v este numărul tuburilor de vapori, iar d_{vi} este diametrul interior al tuburilor de vapori. Diametrul tuburilor de vapori se determină după ce se adoptă diametrul clopoţelului. Diametrul recomandat pentru clopoţel depinde de diametrul coloanei (tabelul 7.1.5).

Tabelul 7.1.5. Diametrele clopoţeilor şi înălţimea fantelor în funcţie de diametrul coloanei.

Diametrul coloanei, m	Diametrul clopoţelului, m	Înălţimea fantei, m
0,75 - 1,2	0,075	0,025
1,2 - 3	0,1	0,032
3 - 6	0,15	0,038

Diametrul tubului de vapori şi celelalte dimensiuni ale clopoţeilor se determină din condiţia ca viteza vaporilor să rămână constantă la curgerea prin clopot, deoarece în acest caz căderea de presi-

une pe taler este minimă ca urmare a faptului că pierderile inerţiale sînt nule.

Din această condiţie rezultă că suprafaţa de curgere a vaporilor prin clopot este constantă. Aşa cum rezultă şi din(fig.7.1.14) vaporii parcurg următorul traseu de la un taler la altul: pătrund prin tubul de vapori, apoi străbat aşa-numita secţiune de inversare a curgerii(cuprinsă între marginea superioară a tubului de vapori şi capătul închis al clopotului) de unde pătrund în secţiunea inelară cuprinsă între clopot şi exteriorul tubului de vapori, şi apoi sînt dispersaţi în lichid prin fantele clopotului. Prin urmare condiţia secţiunilor egale în clopot, ţinînd cont de notaţiile din (fig.7.1.14), conduce la relaţia:

$$(0,08\text{-}0,16)\ \frac{\pi D_c^2}{4} = n_v \frac{\pi d_{v_i}^2}{4} = \pi d_{v_e} h_2 = \frac{\pi}{4}(d_{c_i}^2 - d_{v_e}^2) = z.b.h_f \qquad (7.1.38)$$

în care z este numărul de fante, b este lăţimea fantei, iar h_f este înălţimea fantei. Indicii i şi e care intervin în diametrul tubului de vapori şi a clopotului se referă la diametrul interior, respectiv exterior. Se recomandă ca lăţimea fantelor să fie 4-8mm. Înălţimile recomandate ale fantelor sînt date în tabelul 7.1.5.

Relaţia (7.1.38) se utilizează astfel:

- se adoptă diametrul interior al clopotului în funcţie de diametrul coloanei din tabelul 7.1.5;
- din egalitatea dintre primul şi cel de al patrulea termen al relaţiei (7.1.38) se calculează diametrul exterior al tubului de vapori, d_{v_e};
- se adoptă din STAS, grosimea tubului de vapori şi se calculează diametrul lui interior, d_{v_i}, iar din egalitatea primilor doi termeni ai relaţiei(7.1.38) se calculează numărul tuburilor de vapori, n_v;
- se calculează pe baza aceleiaşi relaţii(7.1.38), h_2 şi numărul de fante z, după ce se adoptă lăţimea, b şi înălţimea h_f a fantelor.

Distanţele h_1 şi h_3(închiderea hidraulică a sistemului tub de de vapori fantă) se adoptă. Se recomandă h_1=13-38 mm,iar h_3= 13mm. Se calculează apoi înălţimea tubului de vapori, h_v:

$$h_v = h_1 + h_f + h_3 \qquad (7.1.39)$$

Înălţimea deversorului, h_d se adoptă între 25-100 mm, astfel ca afundarea statică, egală cu diferenţa dintre nivelul pragului şi

nivelul marginii superioare a fantelor, să fie cuprinsă între 12-25 mm. Amplasarea clopoţeilor pe taler se face în vîrful unor triunghiuri echilaterale. Amplasarea se va face astfel încît şirurile de clopoţei să fie normale pe direcţia de curgere a lichidului. Distanţa dintre clopoţei, δ_1, se recomandă a fi de 25, 31, 35 sau 50% din diametrul exterior al clopoţelului. Distanţa dintre clopoţei şi peretele coloanei, δ_2, se recomandă a fi cuprinsă între 10-50 mm, iar distanţa dintre ultimul şir de clopoţei şi deversor, δ_3 = 75 mm.

7.1.8.3. CĂDEREA DE PRESIUNE DE PE TALER. VERIFICAREA DISTANŢEI DINTRE TALERE.

Pentru funcţionarea normală a talerelor trebuie îndeplinită condiţia [7]:

$$H > 1,8 \frac{\Delta P_T}{\rho_l \cdot g} \qquad (7.1.40)$$

în care: H este distanţa dintre talere, ΔP_T este căderea de presiune pe taler, iar ρ_l este densitatea lichidului de pe taler.

Căderea de presiune pe taler se calculează ca o sumă a trei termeni:

$$\Delta P_T = \Delta P_{usc} + \Delta P_\sigma + \Delta P_{lv} \qquad (7.1.41)$$

unde: ΔP_{usc} este rezistenţa talerului uscat, ΔP_σ este rezistenţa determinată de tensiunea superficială a lichidului, iar ΔP_{lv} este rezistenţa stratului lichid-vapori de pe taler:

$$\Delta P_{usc} = \xi \frac{v^2}{2} \rho_v \qquad (7.1.42)$$

în care: ξ este un coeficient de rezistenţă, care pentru talerele cu clopoţei au valoarea 4,5-5, v este viteza vaporilor la crestiturile clopotului, iar ρ_v este densitatea vaporilor.

$$\Delta P_\sigma = \frac{4\sigma}{d_{ech}} \qquad (7.1.43)$$

în care: σ este tensiunea superficială a lichidului, iar d_{ech} este diametrul echivalent al fantelor clopotului:

$$d_{ech} = 4 \cdot S/P = \frac{4 \cdot b \cdot h_f}{(2h_f + b)}$$

$$\Delta P_{lv} = 1,3 \varepsilon \rho_l \left(h_p + \frac{h_f}{2} + \Delta h\right) g \qquad (7.1.44)$$

în care : k este densitatea relativă a stratului de lichid-vapori (de spumă) care în calcule se ia egal cu 0,5; h_f este înălţimea fantei, h_s este afundarea statică, iar Δh este înălţimea lichidului deasupra pragului preaplinului. Aşa cum rezultă din fig.7.1.14.

$$h_s = h_d - h_f - h_l$$

Mărimea Δh se calculează din relaţia curgerii peste un baraj, ţinînd cont de densitatea spumei:

$$\Delta h = \left[\frac{V_l}{1,85 P_d k}\right]^{2/3} \qquad (7.1.45)$$

în care: V_l este debitul volumic de lichid, în m^3/s, P_d este perimetrul deversorului, în m, iar k=0,5, Δh trebuie calculat pentru talerele din zona de epuizare, deoarece aici debitul volumic de lichid este cel mai mare: $V_l = (L+P)/\rho_l$. Densitatea lichidului şi a vaporilor din relaţiile 7.1.40-7.1.45 vor fi densităţi medii în zona de epuizare. Toate mărimile din relaţiile 7.1.40-7.1.45 se vor exprima în sistemul internaţional.

7.1.9. BILANTUL TERMIC IN RECTIFICARE. NECESARUL DE AGENT TERMIC DE INCALZIRE.

Bilanţul termic pe coloana de rectificare se întocmeşte în scopul calculării consumului de căldură la fierbătorul coloanei, din care se calculează necesarul de agent termic de încălzire şi suprafaţa de transfer de căldură a fierbătorului.

In regim staţionar forma generală a ecuaţiei de bilanţ termic este dată de relaţia:

$$\Sigma Q_i = \Sigma Q_e \qquad (7.1.46)$$

în care: ΣQ_i este suma fluxurilor de căldură intrate în coloană, iar ΣQ_e este suma fluxurilor de căldură ieşite din coloană. Pentru explicitarea termenilor din ecuaţia 7.1.46 se utilizează notaţiile din fig.7.1.15.

Ţinînd cont de fluxurile de căldură, din fig.7.1.15 forma explicitată a relaţiei 7.1.46, devine:

$$M_a \cdot i_a + \bar{F} \cdot c_{p_F} t_F + \bar{L} c_{p_D} t_D = M_a i_c + \bar{V} \cdot i_v + \bar{W} c_{p_W} t_W + Q_p \qquad (7.1.47)$$

în care: - M_a este debitul de agent de încălzire(abur), în kg/s;
- $\bar{F}$, $\bar{L}$, $\bar{W}$, $\bar{V}$, debitele masice de amestec de alimentare, reflux, reziduu şi de vapori, în kg/s;

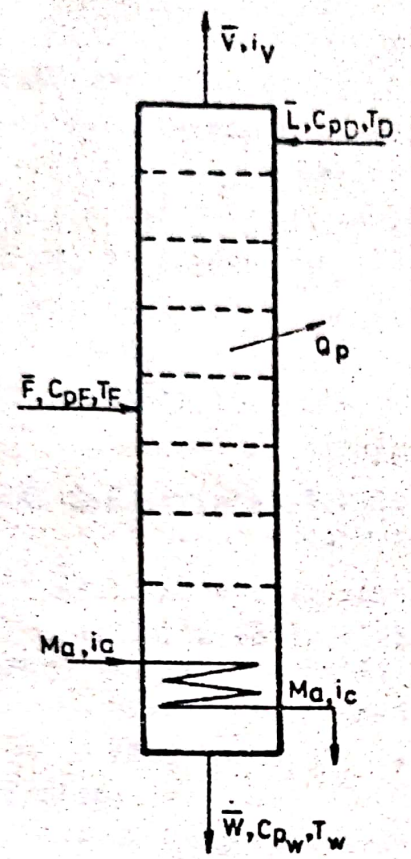


Fig.7.1.15. Fluxuri de căldură intrate și ieșite din coloana de rectificare.

- c_{p_F}, c_{p_W}, c_{p_D}, - căldura specifică a amestecului de alimentare, reziduului și distilatului, în J/kg.K;
- i_a, i_c, i_v, entalpia aburului, condensului(provenit din aburul de încălzire) și a vaporilor rezultați la vîrful coloanei, în J/kg;
- Q_p fluxul de căldură pierdut în mediul ambiant, în W.

Din relația 7.1.47 se determină fluxul total de căldură dat în coloană prin intermediul fierbătorului, calculat ca diferența de căldură intrată cu agentul termic(s-a considerat că agentul de încălzire este aburul care este, de altfel cel mai frecvent utilizat) și cea ieșită că condensul.

Deci:

$$Q = M_a(i_a - i_c) =$$

$$= \bar{V}i_v + \bar{W}c_{p_W}T_W - \bar{F}c_{p_F}T_F - \bar{L}c_{p_D}T_D + Q_p \qquad (7.1.48)$$

Ținînd cont că: $\bar{L}=\bar{D}.R$, $\bar{V}=\bar{D}(R+1)$, $r_a = i_a - i_c$, $i_v = r_v + c_{p_D}T_D$ și că $\bar{F}=\bar{D}+\bar{W}$, după rearanjarea termenilor, ecuația 7.1.48, devine:

$$Q=M_a.r_a=\bar{D}(R+1)r_v+\bar{W}(c_{p_W}T_W-c_{p_F}T_F)-\bar{D}(c_{p_F}T_F-c_{p_D}T_D)+Q_p \qquad (7.1.49)$$

în care r_a este căldura latentă de condensare a aburului, iar r_v este căldura de vaporizare a distilatului, în J/kg.

Considerînd că fracția umidității din abur este x și că pierderile de căldură reprezintă 3-5% din căldura utilă(cu verificare ulterioară la calculul izolației termice), relația 7.1.49, devine:

$$Q=M_a r_a(1-x) = (1,03 \div 1,05)\left[\bar{D}(R+1)r_v+\bar{W}(c_{p_W}T_W-c_{p_F}T_F)-\bar{D}(c_{p_F}T_F-c_{p_D}T_D)\right]$$

(7.1.50)

Observaţie: în cazul fracţionării avansate a unor amestecuri binare ($\bar{x}_D$ mare şi $\bar{x}_w$ mic) căldura de vaporizare, r_v şi căldura specifică a distilatului, c_{p_D} se pot considera egale cu cele ale componentei uşor volatile, la temperatura de la vîrful coloanei, T_D, iar căldura specifică a reziduului se poate considera egală cu cea a componentului greu volatil la temperatura T_w. Căldura specifică a amestecului de alimentare se calculează aditiv:

$$c_{p_F} = c_{p_{A,TF}} \bar{x}_F + c_{p_{B,TF}} (1-\bar{x}_F) \qquad (7.1.51)$$

în care: $c_{p_{a,TF}}$ şi $c_{p_{B,TF}}$ sînt căldurile specifice ale componentului uşor volatil, respectiv ale componentului greu volatil la temperatura T_F, iar $\bar{x}_F$ este compoziţia amestecului de alimentare în fracţii masice.

7.2. DIMENSIONAREA COLOANELOR DE ABSORBTIE SI DESORBTIE.

7.2.1. Alegerea tipului de coloană.

Utilajele pentru absorbţie pot fi clasificate, după principiul de funcţionare, în patru categorii:

- absorbere de suprafaţă;
- absorbere cu pulverizare;
- absorbere cu barbotare;
- absorbere cu peliculă sau film.

In scopul realizării unei eficacităţi ridicate, absorberele trebuie să satisfacă o serie de condiţii [3,5,6] :

- să ofere o suprafaţă de contact mare prin dispersarea unei faze în cealaltă;
- să asigure contactarea fazelor în contracurent pentru o separare cît mai avansată;
- viteza celor două faze să fie mare;
- căderea de presiune la curgerea fazelor prin utilaj să fie mică;
- să asigure evacuarea căldurii atunci cînd absorţia este însoţită de efecte termice ridicate;
- să realizeze un grad de separare mare pentru solut;
- să evite obturarea secţiunii de curgere atunci cînd fazele conţin impurităţi mecanice sau apare tendinţa cristalizării unui component din faza lichidă;
- să prezinte o siguranţă mare în funcţionare, un cost redus al investiţiei, întreţinerii şi exploatării utilajului;
- materialele din care este confecţionat utilajul să aibă o bună rezistenţă la coroziune.

a) Absorbere de suprafaţă [67] - se concretizează sub forma turilelor, vaselor Cellarius şi a serpentinelor. Sînt confecţionate din materiale rezistente la coroziune, respectiv din gresie, ceramică, grafit, cuarţ. Aceste absorbere au o suprafaţă de contact mică fapt pentru care eficacitatea lor este scăzută. Din acest motiv sînt utilizate numai pentru gaze uşor solubile.

b) Absorbere cu pulverizare [6, 67]

Din această categorie de utilaje fac parte: coloanele cu stropire, absorberele cu discuri, absorberele mecanice cu trunchiuri de con şi absorberele cu strat fluidizat trifazic. Suprafaţa de contact între faze este generată prin dispersia fazei lichide sub formă de picături în masa fazei gazoase şi este dată de

suprafaţa tuturor picăturilor existente la un moment dat. Cu cît fineţea picăturilor şi viteza gazului sînt mai mari cu atît eficacitatea acestor utilaje este mai mare.

c) Absorbere cu barbotare [3,5,67].

Aceste utilaje sînt de regulă sub formă de coloane prevăzute în interior cu mai multe talere cu clopoţei, valve sau talere perforate. Funcţionarea coloanelor de absorbţie se bazează pe dispersarea fazei gazoase sub formă de bule în straturile de absorbant existente pe talere.

In fig.7.1.2 este reprezentată schematic o coloană de absorbţie cu talere perforate. Faza lichidă(absorbantul) intră în coloană pe la partea superioară pe primul taler şi curge prin cădere liberă din taler în taler prin tuburile deversoare existente pe fiecare taler pînă la baza coloanei. Faza gazoasă intră pe la partea inferioară şi trece prin orificiile talerelor, barbotează în stratul de lichid de pe fiecare taler, şi, iese prin racordul aflat la vîrful coloanei. Transferul de masă are loc numai în straturile de lichid de pe taler.

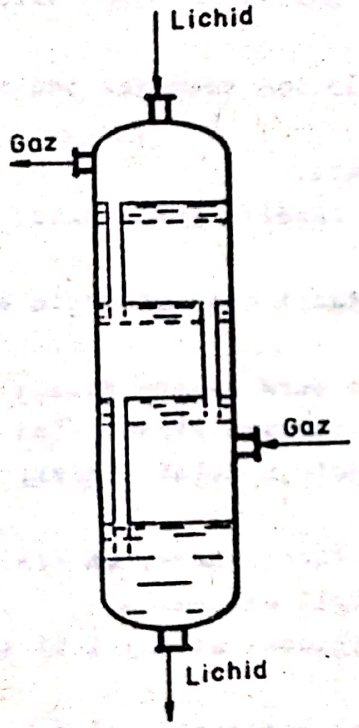


Fig.7.2.1. Coloană de absorbţie cu talere perforate.

d) Absorbere cu peliculă [3, 6]

In cazul acestor utilaje, absorbantul curge sub formă de film subţire prin fascicule de ţevi sau straturi cu umplutură, în contracurent cu faza gazoasă. Din această categorie de utilaje fac parte coloanele cu umplutură şi utilajele tip schimbător de căldură cu fascicul de ţevi. Coloanele cu umplutură se utilizează cel mai frecvent la absorbţie.

Coloana cu umplutură fig.7.2.2. este constituită dintr-un corp cilindric vertical, grătare care au rolul de a susţine straturile de umplutură, dispozitive pentru distribuţia absorbantului şi dispozitive pentru redistribuirea absorbantului. Faza lichidă este

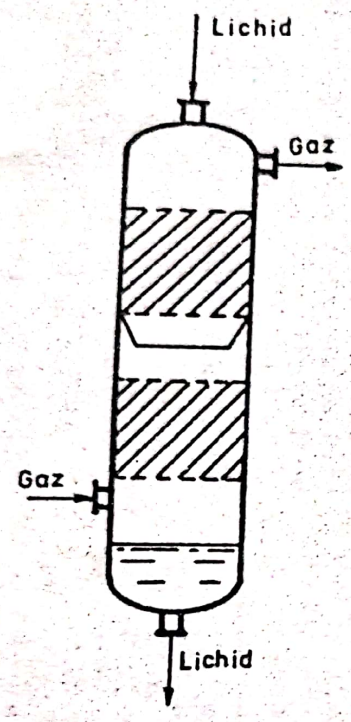


Fig.7.2.2. Coloană cu umplutură.

distribuită la vîrful coloanei printr-un dispozitiv de distribuţie şi curge sub formă de film subţire pe suprafaţa umpluturii în sens descendent, iar la ieşirea din fiecare strat de umplutură este redistribuită. În contracurent cu absorbantul, prin golurile straturilor de umplutură circulă faza gazoasă. Contactul dintre faze fiind continuu, concentraţia solutului variază continuu pe înălţimea coloanei.

Dintre aparatele pentru absorbţie cea mai largă utilizare în practică o au coloanele cu umplutură şi cele cu talere. Aceste coloane diferă prin modul de contactare diferenţial sau în trepte a fazelor lichidă şi gazoasă.

Alegerea tipului de coloană cu talere sau cu umplutură depinde de mai mulţi factori care au fost grupaţi în [14]: caracteristici constructive, factori hidrodinamici şi caracteristicile fazelor participante.

În tabelul 7.2.1 sînt prezentate în funcţie de aceşti factori condiţiile în care se pot utiliza coloanele cu umplutură sau talere [14]. Prin urmare tabelul 7.2.1 permite alegerea tipului de coloană care este indicată pentru un anumit scop.

Tabelul 7.2.1. Alegerea tipului de coloană în funcţie de caracteristicile constructive, hidrodinamice şi natura sistemului.

Caracteristicile sistemului		Condiţiile în care se recomandă utilizarea coloanelor cu umplutură.	Condiţiile în care se recomandă utilizarea coloanelor cu talere
1	2	3	4
Caracteristici constructive	a. Dimensiuni principale (înălţime, diametru).	Spaţiul este limitat pe înălţime. (o coloană cu umplutură necesită o înălţime mai mică comparativ cu o coloană cu talere echivalentă).	Spaţiul este limitat pe orizontală (coloanele cu talere necesită un diametru mai mic decît coloanele cu umplutură echivalente).
	b. Conexiuni laterale	Nu necesită scoaterea sau introducerea intermediară a unui lichid sau gaz. (la coloanele cu umplutură această operaţie este dificilă necesitînd dispozitive suplimentare pentru colectarea şi redistribuirea celor două faze).	Este necesară scoaterea sau introducerea intermediară a unui lichid sau gaz (la coloanele cu talere pe fiecare taler există o anumită cantitate de lichid iar gazele ocupă spaţiul dintre talere.
	c. Curăţirea coloanei	Curăţirea coloanei trebuie efectuată foarte rar (curăţirea coloanelor cu umplutură se face numai în perioada reviziilor anuale şi constă în scoaterea umpluturii, sortarea şi apoi spălarea acesteia).	Curăţirea coloanei trebuie efectuată periodic (coloanele cu talere sînt prevăzute cu guri de vizitare care permit curăţirea fără demontarea elementelor interioare).
	d. Costul coloanei	Pentru diametru pînă la 0,75 m (deoarece la diametre mai mari coloanele cu umplutură necesită elemente interioare complexe).	Pentru diametre mai mari de 1,25m

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 7.2.1.(continuare)

1	2	3	4
Factori hidrodinamici	a. Debitele celor două fluide	Debite de lichid şi gaz nu prea mari(faza lichidă se deplasează sub forma unor filme subţiri şi firişoare înguste pe suprafaţa corpurilor de umplere, la debite de lichid foarte mici distribuţia lichidului este defectoasă şi în acest caz se preferă coloanele cu talere, la debite foarte mari are loc înecarea coloanei). La mărirea debitului de gaz creşte cantitatea de lichid reţinută fapt care duce la micşorarea secţiunii libere de trecere a lichidului.	Debite variabile de lichid sau gaz (lichidul se deplasează în masa compactă; permit variaţii mari ale debitelor de lichid sau gaz).
	b. Căderea de presiune	Căderi pe presiune mici (în operaţiile efectuate sub vid unde se impune o cădere de presiune mică se utilizează coloane cu umplutură).	Căderi de presiune mari.
	c. Viteza de curgere a fluidelor	Viteze mici la curgere a fazei lichide şi gazoase. (în coloanele cu umplutură faza gazoasă se găseşte în mişcare turbulentă rezultînd un bun transfer de masă cînd determinant de viteză este transferul prin faza gazoasă).	Viteze mici la curgere a celor două faze(la coloanele cu talere faza lichidă se găseşte în mişcare turbulentă favorizînd sistemele în care viteza transferului de masă este determinată de rezistenţa fazei lichide.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 7.2.1. (continuare)

1	2	3	4
	d. Eficacitatea	Valori ale eficacităţii în limite largi(pentru coloane cu umplutură cu diametre peste 1,5 m eficacitatea tinde să scadă ca urmare a unei distribuţii neuniforme a lichidului sau a gazului pe suprafaţa transversală a coloanei).	Valori ale eficacităţii în limite largi(asigurarea unei eficacităţi ridicate impune, în cazul coloanelor cu talere, o curgere a fazei lichide pe talere încît să se evite formarea zonelor moarte sau a canalelor preferenţiale).
	e. Funcţionarea discontinuă	La capacităţi mici şi temperaturi apropiate de cea a mediului ambiant(la temperaturi mai mari sau mai mici decît cea a mediului ambiant,dilatarea şi contracţia repetată a coloanei poate duce la sfărîmarea corpurilor de umplere).	La capacităţi şi temperaturi în limite largi(talerele sînt confecţionate din acelaşi material cu pereţii coloanei sau sînt proiectate în aşa fel încît dilatarea să nu producă distrugerea acestora).
	f. Capacitatea de producţie	Pentru capacităţi mici şi medii de producţie(coloanele cu umplutură cu diametre mari au masă foarte mare şi prezintă probleme deosebite la realizarea unei distribuţii uniforme a celor două faze).	Pentru capacităţi mari de producţie(la diametre mai mici de 400 mm coloanele cu talere sînt greu de construit; la diametre mari coloanele cu talere sînt mai ieftine decît cele echivalente cu umplutură).
Caracteristicile fazelor participante.	a. Sisteme corozive	Sisteme cu un grad înalt de coroziune(este mai uşor şi mai ieftin să se construiască o coloană cu umplutură din materiale rezistente la coroziune decît o coloană cu talere).	Sisteme fără acţiune corozivă (construirea unei coloane cu talere rezistente la coroziune presupune un cost foarte ridicat).

Tabelul 7.2.1.(continuare)

1	2	3	4
	b. Sisteme care spumează	Sisteme de prezintă spumare puternică(la coloanele cu umplutură,pentru sisteme cu spumare. posibilitatea formării spumei este redusă deoarece cantitatea de gaz care barbotează prin lichidul din golurile stratului este foarte mică).	Sisteme fără spumare(în cazul coloanelor cu talere, un sistem care spumează, datorită barbotării gazului în lichid se formează pe talere o emulsie fină gaz-lichid formată din picături de lichid şi spumă care va determina o uniformizare a concentraţiei în coloană şi prin urmare o scădere a eficacităţii).
	c. Sisteme care conţin solide sau şlamuri.	Sisteme care nu conţin solide sau şlamuri(la coloanele cu umplutură solidul din suspensie sau şlamul se poate acumula în golurile umpluturii reducînd secţiunea de curgere a celor două faze, conducînd în final la înecarea coloanei).	Sisteme care conţin solide sau şlamuri în concentraţie mare (secţiunea de curgere a absorbantului la coloanele cu talere este mare permiţînd trecerea suspensiilor sau a şlamurilor).
	d. Sisteme termolabile	Sisteme stabile din punct de vedere termic.	Sisteme care nu prezintă stabilitate din punct de vedere termic.
	e. Sisteme viscoase	Sisteme cu viscozitate mare (în cazul coloanelor cu umplutură se recomandă utilizarea unor corpuri de umplere cu dimensiuni mari).	Sisteme cu viscozitate mică (bulele de gaz care rezultă de pe un taler inferior formează canale preferenţiale în stratul de lichid ducînd la un contact limitat între faze care va determina o eficacitate scăzută a coloanei cu talere).
	f. Sisteme cu degajări de căldură.	Sisteme cu degajări nesemnate de căldură la absorbţie(dacă efectul termic al procesului este mare la coloanele cu umplutură se montează dispozitive pentru colectarea şi redistrib.	Sisteme cu degajări mari de căldură la absorbţie(în cazul coloanelor cu talere, se montează serpentine de răcire pe talere care favorizează absorbţia).

7.2.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE. UMPLUTURI PENTRU COLOANE.

7.2.2.1. Materiale de construcţie.

Corpul cilindric al coloanelor cu talere sau umplutură se construiesc din oţel-carbon, fontă, oţeluri speciale aliate cu Cr, Ni şi Mo, oţeluri emailate, oţeluri metaliazte sau căptuşite cu materiale rezistente la acţiunea corozivă a celor două faze care participă la absorbţie [6, 67].

Elementele interioare ale coloanelor cu umplutură şi cu talere sînt confecţionate din materiale specificate anterior. In cazul coloanelor cu umplutură, dacă substanţele cu care se lucrează sînt puternic corozive, corpul acestor utilaje se căptuşeşte în interior cu o cărămidă antiacidă sau se torcretează cu chit antiacid [67]. Alegerea materialelor necesare pentru corpul şi elementele interioare ale absorberului se face în funcţie de natura substanţelor vehiculate prin coloană şi acţiunea lor corozivă.

In capitolul 12 se prezintă detaliat modul de alegere al materialelor de construcţie pentru diferite utilaje precum şi tipuri de materiale indicate.

7.2.2.2. Umpluturi pentru coloane.

Umpluturile utilizate pentru coloane se pot împărţi în trei categorii [14]:

- corpuri de umplere de formă neregulată;
- corpuri de umplere de formă definită;
- grătare.

Pentru a fi eficiente, umpluturile trebuie să îndeplinească următoarele condiţii: să prezinte o suprafaţă mare raportată la unitatea de volum, să realizeze o distribuţie uniformă a lichidului pe suprafaţa ei şi o distribuţie cît mai uniformă a fazei gazoase printre golurile umpluturii, să prezinte o rezistenţă mică la curgerea fazelor, să realizeze o amestecare bună a celor două faze, să prezinte o rezistenţă mecanică şi chimică corespunzătoare, să fie ieftine şi uşor de procurat.

Corpurile de umplere de formă neregulată sînt în general foarte rar utilizate deoarece corpurile au dimensiuni diferite şi pentru a obţine o mărime cît mai uniformă este necesară o sortare cu atenţie.

Corpurile de umplere de formă definită sînt cele mai răspîndite umpluturi în cadrul industriei chimice şi se concretizează în inele Raschig, şei Berl, inele Pall, şei Intalox, etc. Sînt confecţionate din materiale ceramice, plastice, tablă de diferite

calităţi, carborund,etc. In tabelul 7.2.2 sînt date principalele caracteristici ale cîtorva corpuri de umplere [14].

Tabelul 7.2.2. Caracteristicile principale ale cîtorva corpuri de umplere.

Tipul umpluturii	Materialul	Dimensiuni (mm)	Suprafaţa specifică (m^2/m^3)	Volumul liber (m^3/m^3)	Densitatea (kg/m^3)
Inele Raschig (aranjate ordonat)	ceramică	50x50x5	110	0,74	650
		80x80x8	80	0,72	670
		100x100x10	60	0,72	670
Inele Raschig (în grămadă)	ceramică	10x10x1,5	440	0,7	700
		15x15x2	330	0,71	690
		25x25x3	200	0,74	530
		35x35x4	140	0,77	530
		50x50x5	90	0,79	520
	oţel	8x8x0,3	630	0,9	750
		10x10x0,3	500	0,88	900
		15x15x0,3	350	0,9	660
		25x25x0,4	220	0,9	640
Sei Berl (în grămadă)	ceramică	12,5	460	0,68	720
		25	260	0,69	670
		35	165	0,70	670
Inele Pall (în grămadă)	ceramică	25x25x3	220	0,74	610
		35x35x4	165	0,76	540
		50x50x5	120	0,78	520
		60x60x6	96	0,79	520
	oţel	15x15x0,4	380	0,9	525
		25x25x0,6	235	0,9	490
		35x35x0,8	170	0,9	455
		50x50x1	108	0,9	415
Sei Intalox (în grămadă)	ceramică	18	335	0,72	640
		25	255	0,74	610
		38	166	0,76	580
		50	120	0,79	530

Corpurile de umplere pot fi aşezate în mod regulat în coloană sau turnate. La umpluturile aşezate în vrac, distribuţia lichidului depinde de forma şi mărimea corpurilor de umplere, diametrul coloanei, înălţimea stratului şi distribuţia iniţială. Umpluturile

mici duc la formarea unor pungi de lichid datorită efectelor capilare ce apar la punctele de contact dintre corpuri ceea ce determină micşorarea suprafeţei udate a umpluturii şi prin urmare scăderea eficacităţii coloanei [14].

In scopul realizării unei bune distribuţii a lichidului în secţiunea transversală a stratului de umplutură se recomandă ca diametrul nominal al corpurilor de umplere să fie de cel puţin 8 ori mai mic decît diametrul coloanei [3,67].

Evitarea formării canalelor se realizează prin turnarea uniformă a umpluturii în strat, distribuţia uniformă a fazei lichide, împărţirea umpluturii în mai multe straturi între care se interpun dispozitive interioare pentru redistribuirea lichidului.

Grătarele se construiesc din lemn, materiale ceramice, metalice, plastice în formă simplă ca bare paralele sau forme complexe care permit dirijarea celor două fluide. In timp ce grătarele simple se demontează uşor, realizează o cădere de presiune mică, nu se înfundă cînd lichidul conţine particule solide în suspensie, grătarele complexe asigură o umezire aproape completă a umpluturii preîntîmpină apariţia unor curgeri preferenţiale şi a pungilor de lichid [14,67].

Grătarele se montează în coloane prin suprapunere. O largă utilizare şi-au găsit în ultimul timp grătarele Koch-Sulzer, Glitsch, Spraypack, Stedman.

7.2.3. BILANTUL DE MATERIALE.

In acest paragraf se prezintă metodica întocmirii bilanţului de materiale pentru absorbţia unui component dintr-un amestec gazos binar şi desorbţia prin antrenare cu abur.

7.2.3.1. BILANTUL DE MATERIALE PENTRU ABSORBTIE.

Operaţia de absorbţie presupune existenţa a două faze, gazoasă şi respectiv lichidă care sînt constituite din unul sau mai mulţi componenţi. Pentru simplificarea bilanţului de materiale în cele ce urmează se consideră faza gazoasă formată din componenţii A şi B, A fiind solutul şi B inertul, iar faza lichidă din componentul A provenit din faza gazoasă şi C fiind absorbantul.

In fig.7.2.3 este reprezentată o coloană de absorbţie (cu umplutură) în care sînt specificate fluxurile de materiale care participă la procesul de absorbţie. Pentru coloană se poate scrie următoarea ecuaţie de bilanţ de materiale [3,5-7,65,66]:

$$M_A = G(Y_1 - Y_2) = L(X_2 - X_1) \qquad (7.2.1)$$

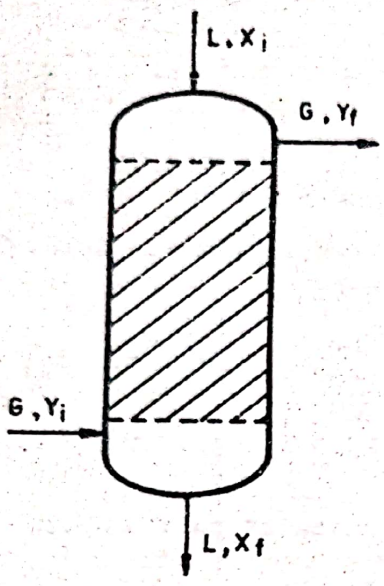


Fig.7.2.3. Fluxurile de materiale într-o coloană cu umplutură.

în care:

N_A este debitul de solut transferat din faza gazoasă în faza lichidă, $\left[\frac{\text{kmol A}}{s}\right]$;

G - debitul de inert din faza gazoasă $\left[\frac{\text{kmol B}}{s}\right]$;

L - debitul de absorbant din faza lichidă $\left[\frac{\text{kmol C}}{s}\right]$;

Y_i, Y_f - concentrația solutului în faza gazoasă la intrare și respectiv ieșire din coloană $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol B}}\right]$;

X_i, X_f - concentrația solutului în faza lichidă la intrare și respectiv ieșire din coloană $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol C}}\right]$.

Dacă absorbantul de la intrare în coloană este format numai dintr-un singur component C, $X_i = 0$ și ecuația de bilanț (7.2.1) devine:

$$N_A = G(Y_i - Y_f) = L.X_f \qquad (7.2.2)$$

In scopul caracterizării evoluției procesului de absorbție se introduce noțiunea de grad de separare [7]:

$$\eta_A = \frac{n_{Ai} - n_{Af}}{n_{Ai}} = \frac{N_A}{n_{Ai}} \qquad (7.2.3)$$

în care:

η_A este gradul de separare al componentului A;

n_{Ai} - debitul molar de A din faza gazoasă inițială;

n_{Af} - debitul molar de A din faza gazoasă finală.

Deoarece $n_{Ai} = GY_i$ iar $n_{Af} = GY_f$ rezultă:

$$\eta_A = \frac{Y_i - Y_f}{Y_i} \qquad (7.2.4)$$

sau

$$Y_f = Y_i(1 - \eta_A) \qquad (7.2.5)$$

Debitul de amestec gazos la intrare şi ieşire din coloană poate fi exprimat prin relaţiile (7.2.6) şi (7.2.7):

$$n_{gi} = G(1 + Y_i) \qquad (7.2.6)$$

$$n_{gf} = G\left[1 + Y_i(1 - \eta_A)\right] \qquad (7.2.7)$$

Pentru faza lichidă se pot scrie similar expresiile debitelor de absorbant la intrare şi ieşire din coloană:

$$n_{li} = L(1 + X_i) \qquad (7.2.8)$$

$$n_{lf} = L(1 + X_f) \qquad (7.2.9)$$

Fluxul de inert din faza gazoasă poate fi calculat cu relaţia:

$$G = \frac{M_V^o(1 - y_i)}{22,4} \qquad \left[\frac{\text{kmol B}}{s}\right] \qquad (7.2.10)$$

unde: M_V^o este debitul de amestec gazos iniţial, $[N\ m^3/s]$;

y_i - fracţia volumetrică a solutului din amestecul gazos iniţial.

Calculul debitului de absorbant se face utilizînd ecuaţia [7]:

$$L = \varphi \cdot L_{min} \qquad \left[\frac{\text{kmol C}}{s}\right] \qquad (7.2.11)$$

în care: φ este coeficientul de exces al absorbantului ($\varphi = 1,1 \ldots 1,3$);

L_{min} - debitul minim de absorbant $\left[\frac{\text{kmol C}}{s}\right]$.

L_{min} rezultă din ecuaţia (7.2.1) în care s-a înlocuit X_f cu X_f^* :

$$L_{min} = \frac{M_A}{X_f^* - X_i} \qquad (7.2.12)$$

Determinarea debitului minim de absorbant implică cunoaşterea concentraţiei solutului din faza lichidă finală la echilibru corespunzătoare concentraţiei solutului din faza gazoasă iniţială. Acest lucru necesită date de echilibru pentru sistemul respectiv. In anexele 1, 2 şi 3 sînt prezentate datele de echilibru l-g pentru cîteva sisteme.

Determinarea concentraţiei X_f^* se poate face grafic, sau la concentraţii mici analitic, utilizînd ecuaţia Henry [3,5,6,7,66]:

$$p_A = K_H \cdot X_A \qquad (7.2.13)$$

în care: p_A - presiunea parţială a solutului din faza gazoasă;
K_H - constanta lui Henry [Pa];
X_A - fracţia molară a solutului din faza lichidă.

Modul de determinare grafic este ilustrat în fig.7.2.4.

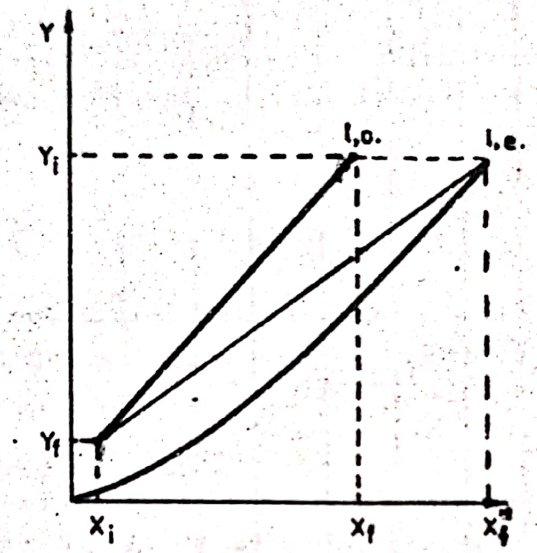


Fig.7.2.4. Determinarea grafică a concentraţiei X_f^m.

Pe baza ecuaţiilor(7.2.1 - 7.2.12) se întocmeşte bilanţul de materiale al operaţiei de absorbţie, rezultatele obţinute fiind apoi tabelate. In continuare se dă un model de tabel pentru bilanţul de materiale 7.2.3, care urmează a se completa cu datele obţinute.

7.2.3.2. <u>BILANTUL DE MATERIALE PENTRU DESORBTIE</u>.

Bilanţul de materiale pentru desorbţia componentului A din amestecul lichid A şi C provenit de la absorbţie poate fi reprezentat prin ecuaţia:

$$M_A' = L'(\bar{X}_i' - \bar{X}_f') = G' \cdot \bar{Y}_f' \qquad (7.2.14)$$

în care: M_A' este debitul de solut desorbit,[kgA/s];

$\bar{X}_i'$, $\bar{X}_f'$ - concentraţia solutului în faza lichidă la intrare şi ieşire din coloana de desorbţie, $\left[\frac{kg\ A}{kg\ C}\right]$;

$\bar{Y}_f'$ - concentraţia componentului A în faza gazoasă la ieşire din coloană $\left[\frac{kg\ A}{kg\ S}\right]$;

Tabelul 7.2.3. Bilanţ de materiale pentru absorbţie.

Faza	Compo-nent	Materiale intrate						Materiale ieşite					
		Debit			Concentraţie			Debit			Concentraţie		
		kmol/s	kg/s	m^3/s	X(Y)	$\overline{X}(\overline{Y})$	$\overline{x}(y)$	kmol/s	kg/s	m^3/s	X(Y)	$\overline{X}(\overline{Y})$	$\overline{x}(y)$
Ga-zoasă	A												
	B												
	Total												
Li-chidă	A												
	C												
	Total												
T O T A L													

Scanned with OKEN Scanner

L', G' - debitul de component C provenit de la absorbţie, $\left[\frac{kg\ C}{s}\right]$ şi respectiv debitul de inert al fazei gazoase.

In cazul în care desorbţia componentului A se face cu abur, o parte din acesta condenseazã şi cedează căldura necesară desorbţiei iar o altă parte este utilizat pentru antrenarea gazului desorbit. Ecuaţia de bilanţ de materiale în aceste condiţii devine:

$$N'_A = L'.\bar{X}'_i - (L' + M_{mc})\bar{X}'_f = (M_{ma} + G')\bar{Y}'_f \qquad (7.2.15)$$

unde: M_{mc} - debitul de abur care condenseazã [Kg/s];
M_{ma} - debitul de abur care antrenează solutul [kg/s].

Dacă desorbţia este practic totală, $\bar{X}'_f$=0 şi ecuaţia de mai sus devine:

$$N'_A = L'.\bar{X}'_i = (M_{ma} + G')\,\bar{Y}'_f \qquad (7.2.16)$$

M_{mc} şi M_{ma} se calculează din bilanţul termic al desorbţiei.

Bilanţul de materiale pentru desorbţie permite calculul debitului de solut desorbit.

7.2.4. BILANTUL TERMIC.

Acest paragraf tratează metodica de întocmire a bilanţului termic în cazul absorbţiei şi respectiv desorbţiei cu abur.

7.2.4.1. BILANTUL TERMIC PENTRU ABSORBTIE.

Din punct de vedere al regimului termic, operaţia de absorbţie poate fi izotermă sau neizotermă. In cazul absorbţiei unor gaze cu un conţinut scăzut în solut, într-o cantitate mare de absorbant, efectul termic al procesului este mic şi temperatura soluţiei finale nu diferă prea mult de temperatura soluţiei iniţiale şi în acest caz absorbţia poate fi consideratã izotermă. La o concentraţie mare a gazelor, temperatura lichidului poate creşte atît de mult încît la un moment dat începe desorbţia solutului fapt pentru care în acest caz se aplică varianta absorbţiei în trepte. Aceasta constă în răcirea lichidului după fiecare treaptă care se poate realiza fie în interiorul aparatului sau la exteriorul lui. In aceste condiţii operaţia de absorbţie poate fi considerată în ansamblul său izotermă.

Aplicînd principiul conservării energiei pentru absorbţie rezultă ecuaţia generală de bilanţ termic [6]:

$$Q_{li} + Q_{gi} + Q_{ab} = Q_{lf} + Q_{gf} + Q_p \qquad (7.2.17)$$

în care: Q_{li} este fluxul termic introdus cu faza lichidă inițială [W];

Q_{gi} - fluxul termic introdus cu faza gazoasă inițială [W];

Q_{ab} - efectul termic al procesului de absorbție [W];

Q_{lf} - fluxul termic ieșit cu faza lichidă finală [W];

Q_{gf} - fluxul termic ieșit cu faza gazoasă finală [W];

Q_p - fluxul termic pierdut în mediul înconjurător [W].

Fluxurile termice intrate și ieșite din absorber sînt indicate în fig.7.2.5.

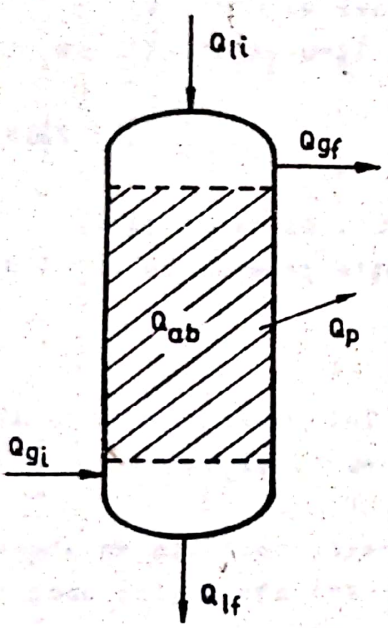


Fig.7.2.5. Fluxurile termice în absorbție.

Efectul termic al procesului de absorbție este suma a două efecte termice, de dizolvare ca urmare a trecerii solutului din faza gazoasă în faza lichidă și de concentrare a fazei lichide. In literatură se găsesc date pentru efectul termic global de dizolvare și concentrare (căldură integrală de dizolvare). Tabelul 7.2.4. conține date referitoare la căldura integrală de dizolvare pentru cîteva sisteme mai uzuale [68].

Explicitînd fiecare termen din ecuația (7.2.17) rezultă:

$$Q_{li} = (1+\bar{Y}_i) L C_{pli} T_{li} \qquad (7.2.18)$$

$$Q_{gi} = (1+\bar{Y}_i) G C_{pgi} T_{gi} \qquad (7.2.19)$$

$$Q_{lf} = (1+\bar{Y}_f) L C_{plf} T_{lf} \qquad (7.2.20)$$

$$Q_{gf} = 1+\bar{Y}_i(1-\eta_A)\ G C_{pgf} T_{gf} \qquad (7.2.21)$$

$$Q_{ab} = G\bar{Y}_i \eta_A (-\Delta H_d) \qquad (7.2.22)$$

$$Q_p = K \cdot A \cdot \Delta T_m \qquad (7.2.23)$$

Fluxul termic pierdut poate fi exprimat ca un procent din efectul termic al procesului de absorbție:

$$Q_p = 3 \div 5\ \%\ \text{din}\ Q_{ab} \qquad (7.2.24)$$

Dacă pierderile de energie termică la exterior sînt mici, Q_p se poate neglija.

Substituind relațiile (7.2.18)-(7.2.22) în ecuația (7.2.17) se

Tabelul 7.2.4. Căldura integrală de dizolvare, T=25°C, p=1atm.

Substanţa	n_{H_2O}	ΔH_d (kcal/mol)	Substanţa	n_{H_2O}	ΔH_d (kcal/mol)
HCl_g	∞	- 17,627	NH_3 g	∞	-8,35
	6400	- 17,587		200	-8,35
	3200	- 17,569		100	-8,36
	1600	- 17,546		50	-8,35
	800	- 17,512		20	-8,31
	400	- 17,465		10	-8,27
	200	- 17,405		4	-8,07
	100	- 17,322		2,33	-7,97
	50	- 17,197		1,5	-7,49
	25	- 16,972		1	-6,60
	20	- 16,86	Cl_2 g la saturaţie		-5,3
	18	- 16,80	CO_2 g la saturaţie		-5,87
	15	- 16,67			
	12	- 16,49			
	10	- 16,29			
	8	- 16,00			
	5	- 15,04			
	3	- 13,37			
	1	- 6,24			
SO_2g	2000	- 8,56			
	1000	- 8,23			
	500	- 7,89			
	200	- 7,45			
	100	- 7,12			
	75	- 6,99			

obţine pentru temperatura fazei lichide la ieşire din coloană următoarea expresie:

$$T_{lf} = \frac{(1+\bar{X}_i)C_{pli}T_{li}+G(1+\bar{Y}_i)C_{pgi}T_{gi}-1+\bar{T}_i(1-\eta_A)\,\Sigma C_{pgf}T_{gf}+Q_{ab}-Q_p}{L(1+\bar{X}_f)C_{plf}}$$

(7.2.25)

În ecuaţiile (7.2.18) - (7.2.25) :

G, L - debitele masice de gaz inert şi absorbant [kg/s];

$\bar{X}_i$, $\bar{X}_f$, $\bar{Y}_i$ - concentraţiile solutului [Kg A/Kg C], [Kg A/Kg B]

C_{pl}, C_{plf} - căldura specifică la presiune constantă a fazei lichide la intrare şi respectiv ieşire din coloană, [J/Kg.K];

C_{pgi}, C_{pgf} - căldura specifică la presiune constantă a fazei gazoase la intrare şi ieşire din coloană [J/kg.K]

T_{li}, T_{lf} - temperatura lichidului la intrare şi ieşire din aparat °C ;

ΔH_d - căldura integrală de dizolvare [J/kg];

K - coeficientul global de transfer de căldură, [W/m^{2}K] ;

ΔT_m - forţa motoare medie a procesului de transfer de căldură.

Căldurile specifice pentru faza lichidă iniţială şi finală se calculează în lipsa datelor experimentale cu regula aditivităţii:

$$C_{pl} = C_{pA} \cdot \bar{X}_A + C_{pB}(1-\bar{X}_A) \qquad (7.2.26)$$

Pentru determinarea căldurii specifice ale fazei gazoase iniţiale şi finale se aplică de asemenea regula aditivităţii:

$$C_{pg} = C_{pA} \cdot \bar{y}_A + C_{pB}(1-\bar{y}_A) \qquad (7.2.27)$$

în care: $\bar{y}_A$ - fracţia masică a solutului din faza gazoasă;

C_{pA}, C_{pB} - căldurile specifice pentru componenţii A şi B din faza gazoasă [J/kg.K].

Căldurile specifice la presiune constantă ale componenţilor puri din faza gazoasă sînt date sub formă de tabele sau ecuaţii empirice de forma:

$$C_{pA(B)} = a + bT + cT^2 + \ldots \qquad (7.2.28)$$

în care a,b,c - sînt constante care se găsesc în tabelul 7.2.5[8]. In ceea ce priveşte căldurile specifice ale componenţilor puri din faza lichidă acestea se găsesc date sub formă de tabele sau nomograme [7].

Pentru procese la care există diferenţă mare între temperatura gazului la intrare şi a absorbantului, dar sînt slab exoterme (Q_{ab}=0) şi considerînd T_{gf}=T_{lf} ecuaţia (7.2.25) devine:

$$T_{lf} = \frac{(1+\bar{X}_i)C_{pli}T_{li} + G(1+\bar{Y}_i)C_{pgi}T_{gi} - Q_p}{L(1+\bar{X}_f)C_{plf} + [1+\bar{Y}_i(1-\eta_A)]GC_{pgf}} \qquad (7.2.29)$$

Tabelul 7.2.5. Valorile constantelor a,b,c pentru C_p [J/mol.K]

Nr. crt.	Gazul	T	a	b.10^3	c.10^6	Domeniul de temperatură
1.	Gaze monoatomice: gaze rare, vapori metalici	K	20,84	0	0	-
		°C	20,84	0	0	
2.	N_2, O_2, Aer, CO, NO, HCl, HI, HBr, F_2	K	28,31	2,54	0,54	0-2200
		°C	29,03	2,83	0,54	
3.	H_2, HF	K	28,68	1,17	0,92	0-2200
		°C	29,07	1,68	0,92	
4.	H_2O	K	34,41	0,728	5,4	0-2200
		°C	34,81	3,698	5,4	
5.	NH_3	K	28,05	26,4	0	0-500
		°C	33,26	26,4	0	
6.	H_2S	K	30,14	15,1	0	0-300
		°C	34,27	15,1	0	
7.	Cl_2, S_2	K	35,92	1,3	0	0-2200
		°C	36,25	1,3	0	
8.	CO_2, SO_2	K	32,29	22,2	- 3,48	0 - 2200
		°C	38,04	20,1	- 3,48	
9.	CH_4	K	24,71	40,2	0	-100-150
		°C	39,11	40,2	0	

Dacă temperatura fazei lichide calculată cu ecuaţia (7.2.28) sau (7.2.29) este mai mare cu 20÷30°C decît T_{li} este necesară efectuarea absorbţiei în două sau mai multe trepte cu răcirea fazei lichide după fiecare treaptă. In acest caz se pune problema determinării debitului necesar de apă de răcire după fiecare treaptă care se face pe baza ecuaţiei de bilanţ termic (7.2.17) completată

cu fluxul termic care trebuie evacuat din sistem:

$$Q_{li} + Q_{gi} + Q_{ab} = Q_{lf} + Q_{gf} + Q_p + M_{apă}\, C_{papă}\, \Delta T \qquad (7.2.30)$$

în care: $M_{apă}$ este debitul de apă necesar pentru răcire [kg/s];
$C_{papă}$ - căldura specifică medie a apei [J/kg.K];
ΔT - diferenţa dintre temperaturile finală şi iniţială a apei de răcire.

Din ecuaţia(7.2.30) rezultă pentru debitul de apă de răcire relaţia:

$$M_{apă} = \frac{Q_{li} + Q_{gi} + Q_{ab} - Q_{lf} - Q_{gf} - Q_p}{C_{papă} \cdot \Delta T} \qquad (7.2.31)$$

Pentru răcire se pot utiliza şi alţi agenţi, în funcţie de natura sistemului şi de disponibilităţi.

7.2.4.2. BILANTUL TERMIC PENTRU DESORBTIE.

Desorbţia unui component dintr-un lichid se poate realiza prin încălzirea lichidului respectiv direct sau indirect. Ca agent termic pentru desorbţie se utilizează, cel mai frecvent, abur dar pot fi utilizaţi şi vaporii ai unor substanţe organice. In cazul încălzirii directe cu abur, ecuaţia generală de bilanţ termic este:

$$Q'_{li} + Q'_{ai} = Q_{des} + Q'_{lf} + Q'_{gf} + Q'_p \qquad (7.2.32)$$

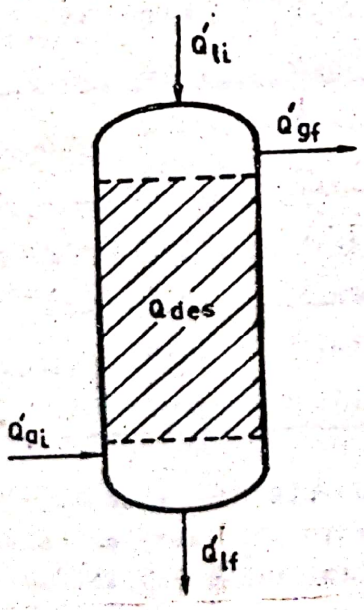


Fig.7.2.6. Fluxurile de energie termică la desorbţie.

în care:

Q'_{li} este fluxul termic introdus cu faza lichidă iniţială [W];
Q'_{ai} - fluxul termic introdus cu aburul [W];
Q_{des} - efectul termic al desorbţiei [W];
Q'_{lf} - fluxul termic ieşit cu faza lichidă finală [W];
Q'_{gf} - fluxul termic ieşit cu faza gazoasă finală [W];
Q'_p - fluxul termic pierdut în mediul înconjurător [W].

Fluxurile de energie termică care intervin la desorbţie sînt arătate în fig.7.2.6.

Această ecuaţie permite calculul necesarului de abur pentru desorbţie. În acest scop se detaliază termenii din ecuaţia(7.2.32):

$$Q'_{li} = (1 + \bar{X}'_i)L'C'_{pli}T'_{li} \qquad (7.2.33)$$

$$Q'_{ai} = (M_{ma} + M_{mc})i_a \qquad (7.2.34)$$

$$Q_{des} = - Q_{ab} \qquad (7.2.35)$$

$$Q'_{lf} = (1+\bar{X}'_f)L'C'_{plf}.T'_{lf} + M_{mc}i_c \qquad (7.2.36)$$

$$Q'_{gf} = M_{ma}i_a + M'_A.C'^{f}_{pA}.T'^{f}_{g} \qquad (7.2.37)$$

$$Q'_p = K \cdot A \cdot \Delta T_m \qquad (7.2.38)$$

în care:

C'_{pli}, C'_{plf} este căldura specifică a lichidului iniţial şi final, [J/kg.K];

C'^{f}_{pA} - căldura specifică a solutului din faza gazoasă rezultată la desorbţie, [J/kg.K];

i_a, i_c - entalpia aburului şi condensului [J/kg];

T'_{li}, T'_{lf} - temperatura fazei lichide iniţiale şi finale, [°C];

T'_{gf} - temperatura fazei gazoase finale, [°C].

Fluxul termic pierdut, în calcule, se admite ca fiind egal cu :

$$Q'_p = a \cdot M_{mc} \cdot i_a \qquad (7.2.39)$$

în care: a = 0,03÷0,05.

Neglijînd Q_{des} şi considerînd că desorbţia este totală ($X'_f = 0$), din ecuaţiile (7.2.32) - (7.2.39) rezultă pentru debitul de abur, M_{mc}, expresia:

$$M_{mc} = \frac{L'(\bar{X}'_i C'_{pAf} T'_{gf} + C'_{plf} T'_{lf} - (1+\bar{X}'_i)C'_{pli}T'_{li})}{(1- a)\, i_a - i_c} \qquad (7.2.40)$$

Căldura specifică pentru faza lichidă finală sau pentru componentul A din faza gazoasă care intervine în ecuaţia (7.2.40) se calculează în acelaşi mod ca şi în cazul procesului de absorbţie.

Debitul de abur pentru antrenarea componentului A se calculează din condiţia ca un volum de abur să antreneze 1,5 volume de component [3]; prin urmare:

$$M_{ma} = \frac{M'_A \cdot \rho_a}{1,5 \cdot \rho_A} \qquad (7.2.41)$$

în care: ρ_a este densitatea aburului, [kg/m^3];
ρ_A - densitatea componentului A, [kg/m^3].

Debitul de abur necesar la desorbţie este:

$$M_m = M_{ma} + M_{mc} \qquad (7.2.42)$$

7.2.5. DIAMETRUL COLOANEI.

In cadrul acestui paragraf se prezintă calculul diametrului coloanelor cu umplutură şi cu talere perforate.

7.2.5.1. CALCULUL DIAMETRULUI COLOANEI CU UMPLUTURA.

Diametrul coloanelor de absorbţie cu umplutură se determină cu ecuaţia debitului volumic aplicată pentru faza gazoasă [3,6]:

$$M_V = \frac{\pi \cdot D_c^2}{4} v_f \qquad (7.2.43)$$

în care: M_V este debitul volumic mediu de gaz [m^3/s] ;
D_c - diametrul interior al coloanei [m];
v_f - viteza fictivă a gazului [m/s].

Atunci cînd concentraţia solutului în amestecul gazos supus absorbţiei este mică, calculul diametrului coloanei se poate face cu debitul de gaz inert. Viteza fictivă a gazului prin coloană este limitată de fenomenul de inversie a fazelor sau înec. In acest caz gazul barbotează sub formă de bule în faza lichidă acumulată în spaţiile libere din umplutură şi prin urmare viteza procesului de absorbţie este maximă, dar în acelaşi timp şi consumul de energie pentru vehicularea gazului atinge valori însemnate [14]. Din această cauză se recomandă să se lucreze cu o viteză fictivă optimă a gazului care s-a stabilit pe cale experimentală ca fiind 75 ÷ 90 % din viteza de înec [7]:

$$v_f = (0,75 \div 0,9) v_i \qquad (7.2.44)$$

Viteza corespunzătoare inversiei fazelor se calculează cu relaţii empirice dintre care cea mai utilizată este ecuaţia propusă de Kafarov [7]:

$$\lg\left(\frac{v_i^2 \cdot a \cdot \rho_g \cdot \eta_l}{g \cdot \varepsilon^3 \rho_l}\right) = A - 1,75\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,125} \qquad (7.2.45)$$

în care: a este suprafaţa specifică a umpluturii, [m^2/m^3];
g - acceleraţia gravitaţională, [m/s^2];
ε - porozitatea stratului de umplutură, [m^3/m^3];
ρ_l, ρ_g - densităţile lichidului şi gazului, [kg/m^3];
η_l - vîscozitatea dinamică a lichidului, [cP];
L, G - debitele masice de lichid şi gaz, [kg/s];
A = 0,022 pentru umpluturi din inele sau spirale.

7.2.5.2. CALCULUL DIAMETRULUI COLOANEI CU TALERE PERFORATE.

In cazul coloanelor de absorbţie cu talere, diametrul se calculează similar coloanelor de rectificare(vezi cap.7.1). Pentru coloanele cu talere perforate coeficientul de viteză c se obţine din graficul, fig.7.2.7 în funcţie de distanţa dintre talere (H) şi factorul: $\frac{L}{G}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,5}$ [66].

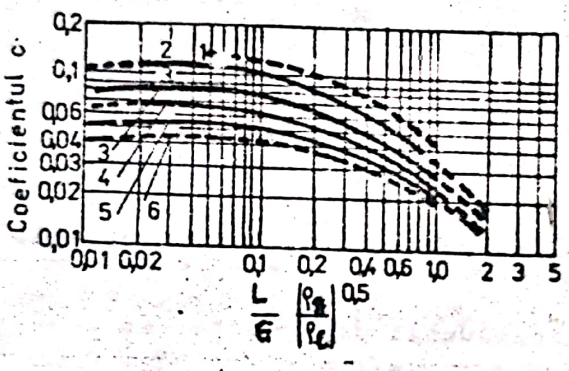


Fig.7.2.7

Dependenţa $c = f\left(\frac{L}{G}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,5}\right)$ pentru talere perforate.

Cînd raportul $\frac{S_o}{S_a} < 0,1$, coeficientul c se amplifică cu un factor f_{so} care se calculează cu relaţia [66]:

$$f_{so} = 5\left(0,1 + \frac{S_o}{S_a}\right) \qquad (7.2.46)$$

în care: S_o este suprafaţa orificiilor unui taler;

S_a - suprafaţa activă a coloanei(secţiunea coloanei minus de două ori aria unui deversor).

Coeficientul de viteză c se referă la aria netă egală cu diferenţa dintre secţiunea coloanei şi secţiunea deversoarelor.

7.2.6. INALTIMEA COLOANEI.

In acest paragraf se prezintă calculul înălţimii coloanelor de absorbţie cu umplutură prin trei metode. Calculul înălţimii coloanelor cu talere este asemănător celui de la coloanele de rectificare cu talere(v.cap.7.1).

Înălţimea coloanei de absorbţie cu umplutură este dată în principal de înălţimea umpluturii. Există trei metode de determinare a înălţimii umpluturii :

- din suprafaţa de transfer de masă ;

- prin intermediul înălţimii şi a numărului unităţilor de transfer;

- cu ajutorul înălţimii echivalente unei trepte teoretice de contact.

7.2.6.1. CALCULUL INALTIMII UMPLUTURII DIN SUPRAFATA DE TRANSFER DE MASA.

Această metodă utilizează ecuaţiile transferului de masă [3, 5, 6, 62]:

$$N_A = k_g A . \Delta Y'_{med} \qquad (7.2.47)$$

$$N_A = k_l A . \Delta X'_{med} \qquad (7.2.48)$$

$$N_A = K_g A \Delta Y_{med} \qquad (7.2.49)$$

$$N_A = K_l A . \Delta X_{med} \qquad (7.2.50)$$

în care: N_A este fluxul de masă al componentului A transferat [kmol A/s];

k_g, k_l - coeficienţi individuali de transfer de masă prin filmul gazos şi respectiv lichid $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 . \text{s} \frac{\text{kmol A}}{\text{kmol B}}}\right]$, $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 . \text{s} \frac{\text{kmol A}}{\text{kmol C}}}\right]$;

K_g, K_l - coeficienţi globali de transfer de masă raportaţi la faza gazoasă şi lichidă $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 . \text{s. Pa}}\right]$, $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 . \text{s} \frac{\text{kmol A}}{\text{kmol B}}}\right]$, $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{m}^2 . \text{s} \frac{\text{kmol A}}{\text{kmol C}}}\right]$;

A - suprafaţa de transfer de masă [m^2];

$\Delta Y_{med}, \Delta X_{med}$ - diferenţa medie de potenţial global, $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol B}}\right]$, $\left[\frac{\text{kmol A}}{\text{kmol C}}\right]$;

$\Delta Y'_{med}, \Delta X'_{med}$ - diferenţa medie de potenţial individual prin filmul gazos şi respectiv lichid, $\left[\frac{\text{Kmol A}}{\text{Kmol B}}\right]$, $\left[\frac{\text{Kmol A}}{\text{Kmol C}}\right]$.

Pentru faza gazoasă se poate utiliza şi ecuaţia :

$$N_A = K_p \cdot A \cdot \Delta p_{med} \qquad (7.2.51)$$

în care: K_p este coeficientul global de transfer de masă raportat la faza gazoasă $\left[\frac{kmol\ A}{m^2 \cdot s \cdot Pa}\right]$

Δp_{med} - diferenţa de potenţial global mediu.

7.2.6.1.1. CALCULUL COEFICIENTILOR DE TRANSFER DE MASA.

Coeficientul global de transfer de masă raportat la faza gazoasă sau lichidă se calculează cu relaţiile [3,5,6,66]:

$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{k}{k_l}} \qquad (7.2.52)$$

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{k_l} + \frac{1}{k \cdot k_g}} \qquad (7.2.53)$$

obţinute pe baza teoriei celor două filme, în care: k_g şi k_l au aceeaşi semnificaţie ca şi în relaţiile (7.2.47)-(7.2.50);

$k = \frac{k_H}{P}$ coeficient rezultat din ecuaţia lui Henry

$$\frac{Y_A}{1+Y_A} = \frac{k_H}{P} \frac{X_A}{1+X_A}$$

k_H - constanta lui Henry, [Pa] ;

P - presiunea totală la care se desfăşoară procesul [Pa].

Constanta lui Henry depinde de natura solutului şi a absorbantului, de presiune şi temperatură. In tabelul 7.2.6 se dau valorile constantei lui Henry pentru absorbţia cîtorva gaze mai uzuale în apă [67].

Coeficienţii individuali de transfer de masă, k_l şi k_g se determină pe baza ecuaţiilor criteriale existente în literatură. Ecuaţia criterială pentru transferul de masă are următoarea formă generală [6]:

$$Sh = c \cdot Re^m \cdot Sc^n \left(\frac{l_e}{l_i}\right)^p \qquad (7.2.54)$$

$$Sh = \frac{k_{g(l)} \cdot l}{D} \quad \text{- criteriul Sherwood} \qquad (7.2.55)$$

$$Sc = \frac{\eta_{g(l)}}{\rho_{g(l)} D_{g(l)}} \quad \text{- criteriul Schmidt} \qquad (7.2.56)$$

Tabelul 7.2.6. Constanta lui Henry($K_H 10^{-6}$ mm Hg).

Gasul \ Temperatura °C	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Hidrogen	44	48,3	51,9	55,4	57,1	50,1	58,1	57,8	57,4	57,1	56,6
Azot	40,2	50,8	61,1	70,2	79,2	85,9	90,9	94,6	95,9	96,1	95,4
Aer	32,8	41,7	50,4	53,6	66,1	71,9	76,5	79,8	81,7	82,2	81,6
Oxid de carbon	26,7	33,6	40,7	47,1	52,9	57,8	62,5	64,2	64,3	64,3	64,3
Oxigen	19,3	24,9	30,4	36,1	40,7	44,7	47,8	50,4	52,2	53,1	53,1
Metan	17,00	22,6	23,5	34,1	39,5	43,9	47,6	-	51,8	52,6	53,3
Oxid de azot	11,8	16,5	20,1	23,5	26,8	29,6	31,8	33,2	34,0	34,3	34,5
Etan	9,55	14,4	20,0	26,0	32,2	37,9	42,9	47,4	50,2	52,2	52,6
Etilenă	4,19	5,84	7,74	9,62	-	-	-	-	-	-	-
Protoxid de azot	0,74	1,07	1,5	1,94	-	-	-	-	-	-	-
Bioxid de carbon	0,553	0,792	1,08	1,41	1,77	2,15	2,59	-	-	-	-
Acetilenă	0,55	0,73	0,92	1,11	-	-	-	-	-	-	-
Clor	0,204	0,297	0,402	0,502	0,6	0,677	0,731	0,745	0,73	0,722	
Hidrogen sulfurat	0,203	0,278	0,367	0,463	0,566	0,672	0,782	0,905	1,03	1,09	1,12
Brom	0,0162	0,0278	0,0151	0,0688	0,101	0,145	0,191	0,244	0,307	-	-
Bioxid de sulf	0,0125	0,0184	0,0266	0,0364	0,495	0,0653	0,104	0,128	0,15	-	-
Acid clorhidric	0,00185	0,00197	0,00209	0,0022	0,00227	0,0023	-	-	-	-	-
Amoniac	0,00156	0,0018	0,00208	0,00241	-	-	-	-	-	-	-

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot l}{\eta}$$ - criteriul Reynolds (7.2.57)

în care:

C este o constantă adimensională;

m, n, p, ...- exponenţi care împreună cu constanta C se determină pe cale experimentală;

l - lungimea caracteristică [m];

ρ, η - densitatea şi viscozitatea dinamică a fazei lichide sau gazoase $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$, [Pa.s];

$D_{g(l)}$ - coeficient de difuziune a solutului prin filmul gazos sau lichid $[m^2/s]$;

v - viteza fazei gazoase sau lichide [m/s];

$\frac{l_o}{l_i}$ - criteriu geometric.

In anexa 4 se dau valorile coeficienţilor de difuziune D_g şi D_l pentru cîteva substanţe mai uzuale.

Pentru calculul coeficientului individual de transfer de masă în filmul gazos în cazul utilizării umpluturii constituită din inele Raschig se recomandă relaţia [8]:

$$Sh = C \cdot Re^{0,8} \cdot Sc^{0,33} \qquad (7.2.58)$$

în care:

$$Sh = \frac{k_g \, d}{D} \quad ; \quad Re = \frac{4 q_g}{a \cdot \eta_g} \quad ; \quad Sc = \frac{\eta_g}{\rho_g \cdot D} \; .$$

ρ_g, η_g - densitatea şi respectiv viscozitatea dinamică a fazei gazoase, $[kg/m^3]$, [Pa.s];

$d_1 = \sqrt[3]{\frac{6 V_p}{\pi}}$ - diametrul echivalent al corpurilor de umplere [m];

a - suprafaţa specifică a umpluturii $[m^2/m^3]$;

q_g - debitul masic specific $[kg/m^2.s]$;

C = 0,1 ÷ 0,2 (constantă adimensională).

Dacă umplutura este formată din şei Berl se poate utiliza ecuaţia [69]:

$$k_g = 1,92.10^{-4} \frac{D}{R.T.d_e} \left(\frac{d_e q_g}{g}\right)^{0,59} .Sc^{0,33} \qquad (7.2.59)$$

în care: R este constanta gazelor $82,06.10^{-3}$ [atm/kmol K];

T - temperatura absolută [K];

d - diametrul nominal al corpurilor de umplere [m].

Această ecuaţie este valabilă în domeniul:

$$100 < \frac{d \cdot q_g}{\eta_g} < 10000 \; ; \quad 0{,}01 < d < 0{,}05 \text{ m.}$$

Coeficienţii individuali de transfer de masă prin filmul lichid se determină pe baza relaţiei [8]:

$$Sh = C \cdot Re^m \cdot Sc^n \qquad (7.2.60)$$

în care coeficientul C şi exponenţii m şi n sînt date în tabelul 7.2.7.

Tabelul 7.2.7. Valorile coeficientului C şi exponenţilor m şi n pentru diferite corpuri de umplere.

Tipul umpluturii	Diametrul umpluturii [mm]	C	m	n	Debitul masic specific [kg/m².h]
Inele Raschig	25 - 50	0,006	0,78	0,5	980-156160
Inele Raschig	12	0,0082	0,65	0,5	980-156160
Inele în formă de şei	12 - 37	0,007	0,72	0,5	980-156160
Inele Raschig	12 - 50	0,013	0,50	0,5	> 380

$$\text{Criteriul Re} = \frac{4\, q_l}{d_e \cdot \eta_l}$$

în care: q_l - debitul masic specific de lichid [kg/m².h];

d_e - diametrul echivalent, $d_e = \frac{l}{a}$, [m];

l_o - lungimea caracteristică din criteriul Sh se calculează cu relaţia :

$$l_o = \sqrt[3]{\frac{\eta_l^2}{\rho_l^2 \cdot g}} \qquad (7.2.61)$$

a - suprafaţa specifică a umpluturii [m²/m³].

Procesul de absorbţie este alcătuit din două procese elementare care pot fi determinante de viteză. In cazul cînd rezistenţa prin filmul gazos este mare în raport cu rezistenţa prin filmul lichid transferul prin filmul gazos este determinant de viteză pentru procesul global de absorbţie şi conform ecuaţiei(7.2.52) rezultă:

$$k_g \simeq K_g \qquad (7.2.62)$$

Dacă transferul prin filmul lichid este determinant de viteză, din ecuaţia (7.2.53), se obţine:

$$k_l \simeq K_l \qquad (7.2.63)$$

Ca urmare în literatură există ecuaţii criteriale pe baza cărora se pot calcula direct coeficienţii globali de transfer de masă raportaţi la faza lichidă sau gazoasă.

Pentru umpluturi de inele Raschig şi gaze uşor solubile, Pozin a propus ecuaţiile [67]:

$$K_g = 0{,}035 \frac{D_g}{d_e} Re_g^{0,75} \cdot Sc^{0,5} \left[\frac{m}{s}\right], \text{ pentru } Re_g < 300 \qquad (7.2.64)$$

$$K_g = 0{,}015 \frac{D_g}{d_e} Re_g^{0,9} \cdot Sc^{0,5} \left[\frac{m}{s}\right], \text{ pentru } Re_g > 300 \qquad (7.2.65)$$

şi pentru gaze greu solubile:

$$K_l = A' \left(\frac{q_l \, g}{a}\right)^{0,07} \left(\frac{d}{H_u}\right)^{0,33} \left[\frac{m}{s}\right] \qquad (7.2.66)$$

$$A' = 39{,}5 \frac{D_l^{0,67} \cdot \rho_l \cdot g}{\eta_l} \qquad (7.2.67)$$

în care: D_g, D_l este coeficientul de difuziune moleculară prin faza gazoasă şi respectiv lichidă $\left[\frac{m^2}{s}\right]$;

d_e - diametrul echivalent al umpluturii [m];

d - diametrul corpurilor de umplere [m];

H_u - înălţimea umpluturii [m].

Atunci cînd suprafaţa de transfer de masă nu poate fi evaluată, se utilizează coeficienţi individuali şi globali de transfer de masă raportaţi la unitatea de volum ($k_g \cdot a$, $k_l \cdot a$, $K_g \cdot a$, $K_l \cdot a$). În literatură se găsesc ecuaţii criteriale care conţin astfel de coeficienţi de transfer de masă şi pentru corpuri de umplere tip inele Raschig. În cazul absorbţiei SO_2 în apă se recomandă ecuaţiile [8]:

$$k_g \cdot a = 0{,}0994 \cdot q_g^{0,7} \cdot q_l^{0,25} \qquad (7.2.68)$$

$$k_l \cdot a = b \cdot q_l^{0,82} \qquad (7.2.69)$$

unde: k_g, k_l este coeficientul individual de transfer de masă prin filmul gazos şi respectiv lichid, [kmol/m².h.at], [m/h] ;

b - constantă avînd valorile 0,0093; 0,0116; 0,0143 la temperaturile de 10, 20, respectiv 30°C ;

a - suprafaţa specifică a umpluturii [m²/m³];

q_g, q_l - debitele masice specifice de gaz şi lichid, [kg/m².h] .

Ecuaţiile(7.2.68) şi (7.2.69) sînt valabile pentru inele Raschig, cu diametrul mai mare de 25 mm şi pentru:

$$320 < q_g < 4150 \quad ; \quad 4400 < q_l < 58500$$

Coeficientul global de transfer de masă raportat la faza gazoasă se poate calcula cu relaţia [69]:

$$\frac{1}{K_g \cdot a} = \frac{0,00176}{v_g^{0,8}} + 0,035 \qquad (7.2.70)$$

în care: $K_g.a$ este coeficientul global de transfer de masă, [kmol/m³.h.atm].

La absorbţia CO_2 în apă, $K_l.a$ este dat de ecuaţia:

$$K_l.a = \frac{1,36 \cdot q_l}{1 + 0,00109\ P.q_l^{*}} \qquad (7.2.71)$$

unde: $K_l.a$ este coeficientul global de transfer de masă raportat la faza lichidă [m/h];

P - presiunea totală [ata];

q_l^{*} - debitul volumic specific de lichid [m³/m².h] .

Pentru absorbţia amoniacului în apă se recomandă ecuaţia[69]:

$$k_g.a = 0,076\ q_g^{0,57} \cdot q_l^{0,41} \qquad (7.2.72)$$

Mărimile din această ecuaţie au aceeaşi semnificaţie şi unităţi de măsură ca şi cele din ecuaţia(7.2.68).

7.2.6.1.2. CALCULUL FORTEI MOTOARE MEDII

Pentru a pune în evidenţă diferenţele de potenţial ale transferului de masă care intervin în cazul procesului de absorbţie, se consideră o coloană cu umplutură care într-o secţiune transversală oarecare solutul A are concentraţia în faza lichidă X şi în faza gazoasă Y.

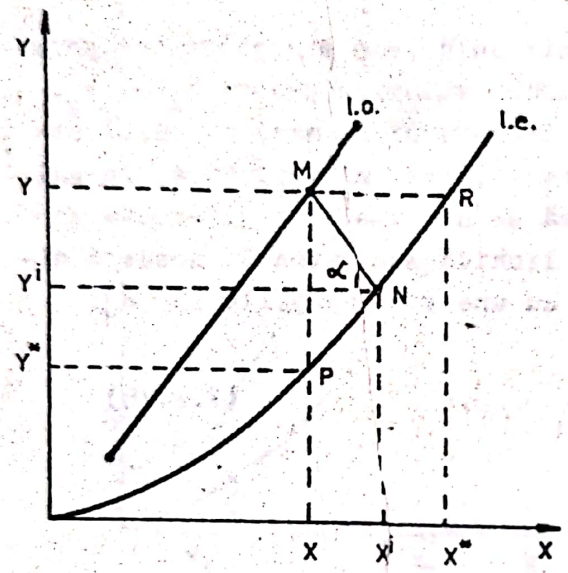


Fig.7.2.8
Porţa motoare a procesului de absorbţie într-o secţiune transversală a coloanei.

Conform figurii 7.2.8 punctul M caracterizează compoziţia reală a celor două faze într-o secţiune oarecare a coloanei de absorbţie, iar punctul N indică compoziţia la interfaţă. Punctele P şi R arată care este concentraţia la echilibru din faza gazoasă a componentului A corespunzătoare concentraţiei acestuia din faza lichidă şi concentraţia de echilibru din faza lichidă corespunzătoare concentraţiei componentului A din faza gazoasă. Din figura de mai sus rezultă că diferenţele de potenţial pentru procesele de transfer individuale sînt X^i-X şi $Y-Y^i$, iar diferenţele de potenţial pentru transferul global raportate la faza lichidă şi gazoasă sînt X^*-X şi respectiv $Y-Y^*$. Dacă pentru faza gazoasă se utilizează presiuni parţiale diferenţa de potenţial raportată la faza gazoasă este $p - p^*$. Prin urmare se pot scrie ecuaţiile următoare:

$$N_A = k_g.A(Y - Y^i) \qquad (7.2.73)$$

$$N_A = k_l.A(X^i - X) \qquad (7.2.74)$$

$$N_A = K_g \cdot A(Y-Y^*) \qquad (7.2.75)$$

$$N_A = K_l \cdot A(X^*-X) \qquad (7.2.76)$$

Din ecuaţiile (7.2.73) şi (7.2.74) rezultă:

$$\frac{Y - Y^i}{X - X^i} = \frac{k_l}{k_g} = -tg\alpha \qquad (7.2.77)$$

Ecuaţiile (7.2.73) şi (7.3.74) permit calculele concentraţiei soluţiei la interfaţă atunci cînd se cunosc valorile pentru k_l şi k_g. Deoarece diferenţa de potenţial la transferul de masă în cazul absorbţiei este variabilă pe înălţimea coloanei cu umplutură, în calculul suprafeţei de transfer de masă se utilizează o diferenţă medie de potenţial raportată la faza lichidă sau gazoasă. Această diferenţă de potenţial se calculează cu una din ecuaţiile [3, 6]:

$$\Delta X'_{med} = \frac{X_f - X_i}{\int_{X_i}^{X_f} \frac{dX}{X^i - X}} \qquad (7.2.78)$$

$$\Delta Y'_{med} = \frac{Y_i - Y_f}{\int_{Y_f}^{Y_i} \frac{dY}{Y - Y^i}} \qquad (7.2.79)$$

$$\Delta Y_{med} = \frac{Y_i - Y_f}{\int_{Y_f}^{Y_i} \frac{dY}{Y - Y^*}} \qquad (7.2.80)$$

$$\Delta X_{med} = \frac{X_f - X_i}{\int_{X_i}^{X_f} \frac{dX}{X^* - X}} \qquad (7.2.81)$$

Integralele din ecuaţiile (7.2.78) şi (72.81) se rezolvă pe cale grafică atunci cînd linia de echilibru nu este dreaptă [6,67]. Rezolvarea grafică a acestor integrale presupune cunoaşterea datelor de echilibru şi a liniei de operare.

Se exemplifică în continuare metoda de rezolvare grafică a integralelor $\int_{Y_f}^{Y_i} \frac{dY}{Y-Y^{\pi}}$ și $\int_{X_i}^{X_f} \frac{dX}{X^{\pi}-X}$.

In acest scop se reprezintă pe hîrtie milimetrică linia de echilibru (l.e) și linia de operare(l.o) fig.9 și 10.

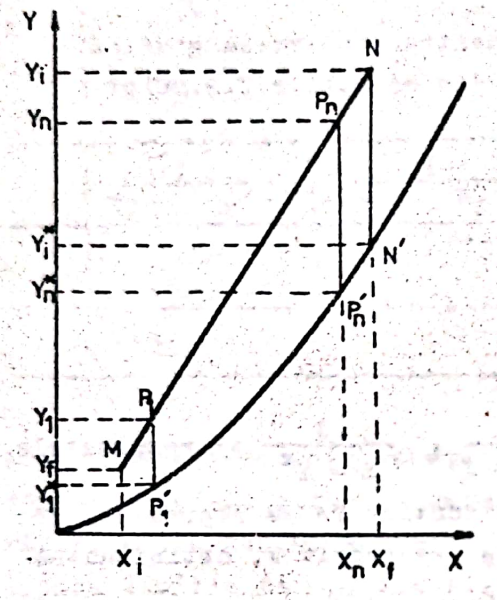


Fig.7.2.9

Determinarea grafică a diferențelor $Y - Y^{\pi}$.

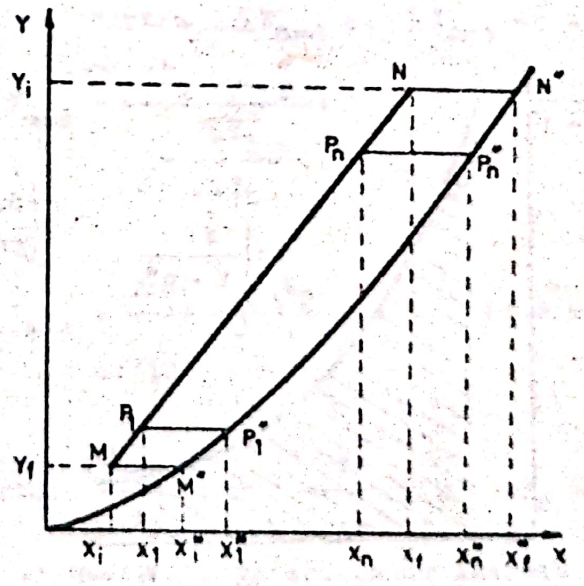


Fig.7.2.10. Determinarea grafică a diferențelor $X^{\pi}-X$.

Pe linia de operare între punctele extreme M şi N se aleg arbitrar mai multe puncte P_1, P_2 . . . P_n. Din aceste puncte se duc paralele la ordonată sau abscisă pînă intersectează linia de echilibru rezultînd punctele M', P_1', P_2' ... P_n', N', fig.7.2.9 şi M", P_1'' P_2'' ... P_n'', N", fig.7.2.10. Se citesc de pe aceste diagrame ordonatele(fig.7.2.9) şi respectiv abscisele(fig.7.2.10) punctelor de mai sus şi se trec în tabelul 7.2.8.

Tabelul 7.2.8. Date necesare pentru rezolvarea grafică a integralelor din ecuaţiile (7.2.80) şi (7.2.81)

	X	Y	X^*	Y^*	$\frac{1}{X^* - X}$	$\frac{1}{Y - Y^*}$
M						
P_1						
⋮						
P_n						

Se calculează rapoartele $\frac{1}{X^* - X}$, $\frac{1}{Y - Y^*}$ şi rezultatele se trec de asemenea în tabel 7.2.8. In continuare se reprezintă grafic aceste rapoarte în funcţie de X şi respectiv Y, obţinîndu-se dependenţele din fig.7.2.11 şi 7.2.12.

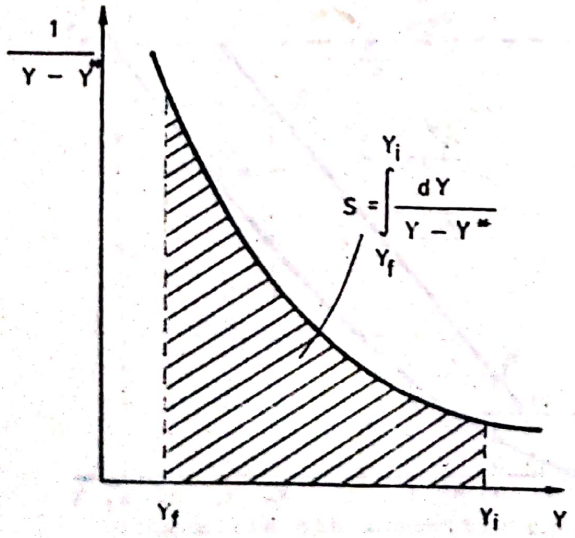


Fig.7.2.11. Diagramă pentru rezolvarea grafică a integralei

$$\int_{Y_f}^{Y_i} \frac{dY}{Y - Y^*}$$

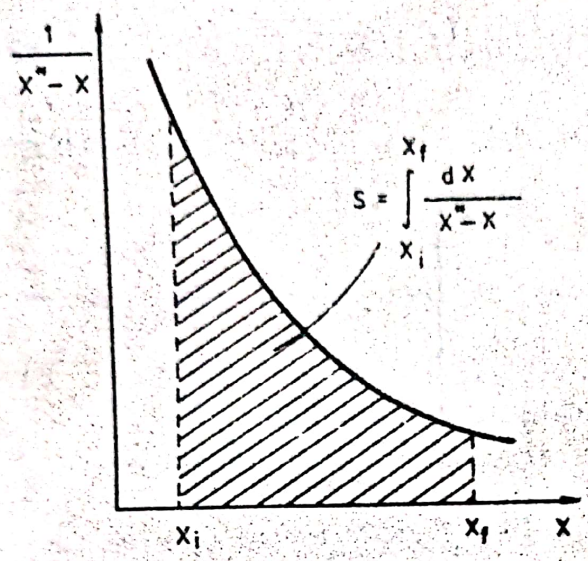


Fig.7.2.12.
Diagramă pentru rezolvarea grafică a integralei

$$\int_{X_i}^{X_f} \frac{dX}{X^* - X}$$

Valoarea integralelor din ecuaţiile (7.2.78) şi (7.2.79) este dată de suprafaţa de sub curba DE care se determină prin metoda dreptunghiurilor, a trapezelor sau alte metode.

Dacă liniile de operare şi echilibru sînt drepte forţa motoare a operaţiei de absorbţie este dată de media logaritmică a diferenţelor extreme de potenţial. Pentru ΔY_{med} şi ΔX_{med} se utilizează ecuaţiile [7, 67]:

$$\Delta Y_{med} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} \qquad (7.2.82)$$

$$\Delta X_{med} = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln \frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}} \qquad (7.2.83)$$

In cazul în care raportul $\frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}$ sau $\frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} \leqslant 2$, ΔX_m şi ΔY_m se calculează cu media aritmetică a diferenţelor extreme de potenţial:

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 + \Delta Y_2}{2} \qquad (7.2.84)$$

și $$\Delta X_m = \frac{\Delta X_1 + \Delta X_2}{2} \qquad (7.2.85)$$

Diferențele extreme de potențial rezultă clar din următoarele reprezentări grafice:

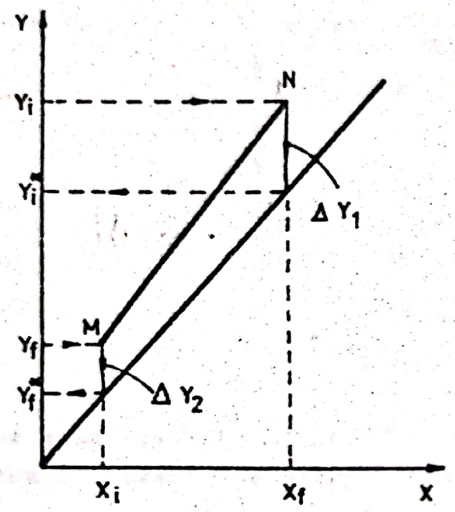


Fig.7.2.13
Calculul diferențelor ΔY_1 și ΔY_2

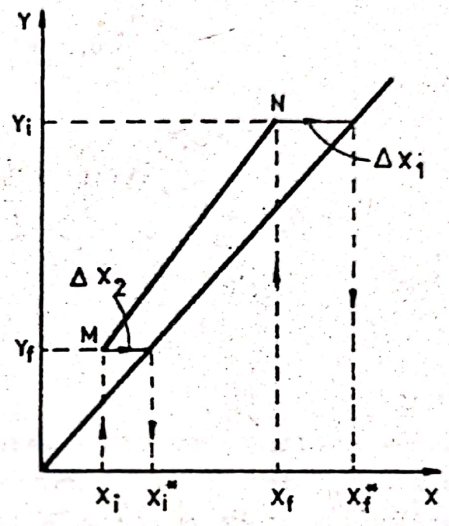


Fig.7.2.14
Calculul diferențelor ΔX_1 și ΔX_2

Concentrațiile de echilibru X_i^*, X_f^*, Y_i^*, Y_f^* se determină pe baza legii lui Henry:

$$X_i^* = \frac{k \cdot Y_f}{1+Y_f(1-k)} \qquad (7.2.86)$$

$$X_f^* = \frac{k \cdot Y_i}{1+Y_i(1-k)} \qquad (7.2.87)$$

$$Y_i^* = \frac{k \cdot X_f}{1+X_f(1-k)} \qquad (7.2.88)$$

$$Y_f^* = \frac{k \cdot X_i}{1+X_i(1-k)} \qquad (7.2.89)$$

în care k este constanta de echilibru ($k = \frac{k_H}{P}$) .

7.2.6.1.3. CALCULUL INALTIMII UMPLUTURII

Suprafaţa de transfer de masă rezultă din ecuaţiile (7.2.47) şi (7.2.50). Pentru o coloană de absorbţie cu umplutură constituită din corpuri de umplere de formă definită expresia geometrică a suprafeţei de transfer de masă este:

$$A = f \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot Hu.a \qquad (7.2.90)$$

în care: f este coeficientul de umezire al umpluturii ($0 < f < 1$);
D - diametrul coloanei, [m];
Hu - înălţimea umpluturii, [m];
a - suprafaţa specifică a umpluturii, [m^2/m^3].

Cînd umplutura este umezită complet f=1. Pentru ca întreaga suprafaţă a umpluturii să fie complet umezită, debitul minim de lichid necesar este de 80 l/h pe metru de periferie[3]. In acest caz noţiunea de periferie corespunde la aria totală a umpluturii pe metru de înălţime, respectiv:

$$P = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot a \quad [m] \qquad (7.2.91)$$

şi deci debitul minim,

$$l_{min} = \frac{4 \cdot L \cdot 10^3}{\pi \rho_l \cdot D^2 \cdot a} \quad [l/h.m] \qquad (7.2.92)$$

Cu ecuaţia(7.2.92) se verifică debitul de absorbant rezultat din bilanţul de materiale. Dacă debitul minim calculat cu ecuaţia (7.2.92) este mai mic de 80 [l/h.m] este necesară mărirea coeficientului Ψ din ecuaţia (7.2.11).

Din ecuaţia (7.2.90) rezultă înălţimea umpluturii.

7.2.6.2. CALCULUL INALTIMII UMPLUTURII PRIN INTERMEDIUL IUT SI NUT.

Înălţimea umpluturii unei coloane de absorbţie poate fi calculată cu relaţiile [6, 67]:

$$H_u = (IUT)_g \times (NUT)_g \qquad (7.2.93)$$

$$H_u = (IUT)_l \times (NUT)_l \qquad (7.2.94)$$

$$H_u = (IUT)_G \times (NUT)_G \qquad (7.2.95)$$

$$H_u = (IUT)_L \times (NUT)_L \qquad (7.2.96)$$

în care: $(IUT)_g$, $(IUT)_l$ - înălţimea individuală a unităţii de transfer raportată la faza gazoasă,

respectiv lichidă;

$(IUT)_G$, $(IUT)_L$ - înălţimea globală a unităţii de transfer raportată la faza gazoasă, respectiv lichidă;

$(NUT)_g$, $(NUT)_l$ - numărul individual de unitaţi de transfer în condiţiile $(IUT)_g$ şi respectiv $(IUT)_l$;

$(NUT)_G$, $(NUT)_L$ - numărul unităţilor de transfer în condiţiile $(IUT)_G$ şi respectiv $(IUT)_L$.

In cele ce urmează se dau expresiile matematice pentru $(IUT)_G$ $(NUT)_G$ şi $(IUT)_L$, $(NUT)_L$ [5-7, 67]:

$$(IUT)_G = \frac{4G}{K_g \cdot f \cdot \overline{\pi \cdot D^2} \cdot a} \qquad (7.2.97)$$

$$(NUT)_G = \int_{Y_f}^{Y_i} \frac{dY}{Y - Y^*} \qquad (7.2.98)$$

$$(IUT)_L = \frac{4L}{K_l \cdot f \cdot \overline{\pi \cdot D^2} \cdot a} \qquad (7.2.99)$$

$$(NUT)_L = \int_{X_i}^{X_f} \frac{dX}{X^* - X} \qquad (7.2.100)$$

O unitate de transfer reprezintă porţiunea din aparat în care se obţine o variaţie a compoziţiei celor două faze egală numeric cu forţa motoare medie.

7.2.6.3. <u>CALCULUL INALTIMII UMPLUTURII CU AJUTORUL INALTIMII ECHIVALENTE A UNEI TREPTE TEORETICE DE CONTACT</u>.

Conform acestei metode, înălţimea umpluturii poate fi calculată cu relaţia [3,6];

$$H_u = n_T \cdot IETT \qquad (7.2.101)$$

în care: n_T este numărul treptelor teoretice de contact;

IETT - înălţimea echivalentă unei trepte teoretice de contact.

Numărul treptelor teoretice de contact se determină de regulă grafic. In acest scop se reprezintă grafic linia de echilibru şi linia de operare fig.7.2.15.Din punctul N se duc paralele la abscisă şi ordonată între cele două linii rezultînd o linie frîntă

în trepte. Numărul de intersecţii ale liniei în trepte cu linia de echilibru dă numărul de trepte teoretice de contact.

Înălţimea echivalentă unei trepte teoretice de contact depinde mărimea şi forma umpluturii, geometria aparatului, natura sistemului care se separă, hidrodinamica fazelor şi modul de contactare. IETT se determină pe cale experimentală sau se poate calcula utilizînd ecuaţii empirice.

Pentru calculul lui IETT se poate utiliza ecuaţia propusă de Kafarov, V.V. şi Dîtnerski, I.I.[18]:

$$IETT = 200\left(\frac{V_1}{a}\right)^{1,2} \cdot \frac{1}{V_f^{0,4}} \quad [m] \qquad (7.2.102)$$

sau ecuaţia[67]:

$$IETT = \frac{2,3 \lg \frac{L}{mG}}{K_g.a.Sc(1-\frac{mG}{L})} \quad [m] \qquad (7.2.103)$$

în care: V_1 este volumul liber al umpluturii, $[m^3/m^3]$;

a - suprafaţa specifică a umpluturii, $[m^2/m^3]$;

V_f - viteza fictivă a fazei gazoase m/s ;

G, L - debitele de gaz inert şi absorbant, $\left[\frac{kmol}{s}\right]$;

m - panta medie a liniei de echilibru;

K_g - coeficientul global raportat la faza gazoasă;

$Sc = \frac{\eta_g}{\rho_g . D_g}$ - numărul Schmidt.

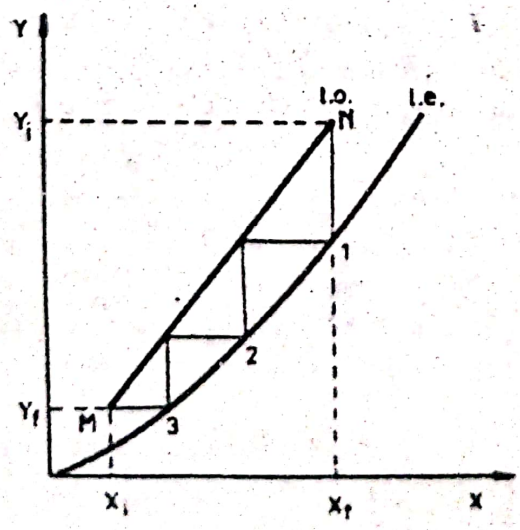


Fig.7.2.15. Determinarea grafică a numărului treptelor teoretice de contact.

7.2.6.4. CALCULUL INALTIMII COLOANEI CU UMPLUTURA.

Dacă înălţimea umpluturii rezultată din calcule este mai mare de 5-6 m, pentru a înlătura sfărîmarea corpurilor de umplere sub greutatea proprie a stratului precum şi o distribuţie neuniformă a lichidului pe întreaga secţiune a aparatului, se împarte umplutura în mai multe straturi, între straturi lichidul fiind redistribuit. Înălţimea straturilor(h_u) depinde de diametrul aparatului, aşa cum reiese şi din tabelul 7.2.9[67].

Tabelul 7.2.9. Stabilirea înălţimii straturilor de umplutură în funcţie de diametrul coloanei.

D [m]	0,4	0,5 — 1,2	1,4 — 2,2	2,4 — 3
h_u [m]	10 . D	6 . D	3 . D	2 . D

Înălţimea coloanei de absorbţie este dată de relaţia [67]:

$$H = H_u + h_1+h_2+(n-1)h_3 = nh_u+h_1+h_2+(n-1)h_3 \quad (7.2.104)$$

în care: h_u este înălţimea unui strat de umplutură;

h_1 - distanţa de la partea superioară a primului strat de umplutură la vîrful coloanei egală cu 1-1,5 m;

h_2 - distanţa de la partea inferioară a ultimului strat de umplutură la baza coloanei egală cu 1-2m;

h_3 - distanţa între straturile cu umplutură egală cu 0,5 - 1 m;

n - numărul de straturi de umplutură.

Înălţimile h_1, h_2 şi h_3 se vor alege astfel încît să se evite antrenarea picăturilor de către faza gazoasă şi să se poată asigura montarea dispozitivelor de distribuţie şi redistribuire a lichidului.

Coloanele cu umplutură sînt prevăzute cu două racorduri la partea superioară a coloanei pentru intrarea absorbantului şi ieşirea fazei gazoase şi două racorduri la partea inferioară pentru ieşirea fazei lichide şi intrarea fazei gazoase. Pentru calculul acestor racorduri se utilizează metodica generală expusă în capitolul 7.9.

In ceea ce priveşte înălţimea şi diametrul coloanei de desorbţie cu umplutură, pentru simplificarea proiectării şi execuţiei

acesteia, se adoptă aceleaşi valori ca şi pentru coloana de absorbţie.

7.2.7. DETERMINAREA DEBITULUI OPTIM DE ABSORBANT

Debitul optim de absorbant al coloanei de absorbţie cu umplutură necesită efectuarea unui calcul economic al costului de exploatare şi investiţie.

Calculul costului de exploatare cuprinde costul absorbantului şi al energiei necesară pentru vehicularea, în principal, a fazei gazoase. Costul anual al absorbantului este dat de relaţia:

$$C_A = C_{ua} \frac{L}{\rho_l} \cdot 330 \cdot 24 \quad [lei/an] \qquad (7.2.105)$$

în care: C_{ua} este costul unitar al absorbantului $[lei/m^3]$;
L - debitul de absorbant [kg/h].

Costul anual al energiei se calculează cu relaţia:

$$C_E = P_i \cdot C_{ue} \cdot 330 \cdot 24 \quad [lei/an] \qquad (7.2.106)$$

în care: C_{ue} este costul unitar al energiei electrice, [lei/kw h];
P_i - puterea instalată a ventilatorului [kw].

Deoarece pentru vehicularea fazei gazoase se utilizează un ventilator centrifugal, calculul puterii instalate(p_i) se face conform paragrafului 7.8.2. In cazul în care concentraţia solutului în faza gazoasă este mică, M_v se poate lua ca fiind debitul de inert calculat în condiţiile de lucru ale coloanei de absorbţie. ΔP_T se calculează ţinînd cont că principala rezistenţă apare la trecerea fazei gazoase prin stratul de umplutură. In aceste condiţii se utilizează ecuaţia lui Javorankov[1,4,6,67];

$$\Delta P_T = K \cdot \Delta P_{usc} \qquad (7.2.107)$$

în care: K este un coeficient care depinde de natura absorbantului, debitul specific de absorbant şi caracteristicile umpluturii;
ΔP_{usc} - pierderea de presiune prin umplutura uscată.

Pentru calculul căderii de presiune prin umplutura străbătută numai de faza gazoasă se foloseşte ecuaţia lui Kasatkin-Akonian [4, 6]:

$$\Delta P_{usc} = \lambda \frac{H_u}{d_e} \cdot \frac{\rho_g v^2}{2} \qquad (7.2.108)$$

unde: λ este coeficient de frecare;

H_u - înălţimea umplutorii, [m];

d_e - diametrul echivalent al umpluturii $d_e = \frac{4\varepsilon}{a}$;

ε - porozitatea stratului de umplutură;

a - suprafaţa specifică a umpluturii, $[m^2/m^3]$;

V - viteza gazului prin stratul de umplutură,

$$V = \frac{V_f}{\varepsilon} , \quad [m/s];$$

V_f - viteza fictivă a fazei gazoase, [m/s];

ρ_g - densitatea fazei gazoase, $[kg/m^3]$.

Coeficientul de frecare este o funcţie de regimul de curgere a gazului prin stratul de umplutură.

$$\text{Pentru: } Re_g \leq 40 , \quad \lambda = \frac{140}{Re_g} \qquad (7.2.109)$$

$$Re_g > 40 , \quad \lambda = \frac{16}{Re_g^{0,2}} \qquad (7.2.110)$$

în care:

$$Re_g = \frac{\rho_g \cdot v \cdot d_e}{\eta_g} = \frac{4 \cdot \rho_g \cdot v_f}{a \cdot \eta_g}$$

η_g - vîscozitatea dinamică a fazei gazoase, [Pa.s].

Coeficientul K din ecuaţia(7.2.107) depinde de parametrul de stropire A, care se calculează cu relaţia:

$$A = 3\sqrt{\left(\frac{q_1}{\rho_1}\right)^2 \frac{a}{\varepsilon^3} \cdot \frac{b}{2g}} \qquad (7.2.111)$$

unde: q_1 este debitul specific al fazei lichide, $[kg/m^2.s]$;

ρ_1 - densitatea fazei lichide, $[kg/m^3]$;

b - coeficient adimensional, $b = \frac{1,74}{Re_1^{0,3}}$;

$$Re_1 = \frac{4\, q_1}{a \cdot \eta_1}$$

η_1 - vîscozitatea dinamică a fazei lichide, [Pa.s].

Dacă $d < 0,030$ m :

$$K = (1 - 1,65 \cdot 10^{-10} \frac{a^3}{\varepsilon} - A)^{-3} \qquad (7.2.112)$$

Pentru $d > 0,030$ şi $A < 0,3$:

$$K = (1 - A)^{-3} \qquad (7.2.113)$$

$d > 0,030$ m şi $A > 0,3$:

$$K = (1,13 - 143\ A)^{-3} \qquad (7.2.114)$$

Costul investiţiei cuprinde următoarele costuri:

- costul coloanei;
- costul umpluturii;
- costul elementelor interioare ale coloanei.

Costul coloanei este dat de relaţia:

$$C_c = M_c \cdot C_{uc} \qquad (7.2.115)$$

în care: M_c este masa coloanei;

C_{uc} - costul unitar al materialului coloanei [lei/kg].

Masa coloanei de absorbţie se calculează cu relaţia:

$$M_c = \left(\pi \cdot D \cdot H + \frac{2\pi D^2}{4}\right) \delta \cdot \rho_o \qquad (7.2.116)$$

unde: D este diametrul coloanei de absorbţie, [m];

H - înălţimea coloanei de absorbţie, [m];

δ - grosimea peretelui, [m];

ρ_o - densitatea oţelului din care este confecţionată virola, [kg/m^3].

Costul umpluturii este dat de relaţia:

$$C_u = V_u \cdot \rho_v \cdot C_{uu}, \ [\text{lei/an}] \qquad (7.2.117)$$

în care: V_u este volumul umpluturii, [m^3];

ρ_v - densitatea în vrac a umpluturii, [kg/m^3];

C_{uu} - costul unitar al umpluturii, [lei/kg]

Costul elementelor interioare ale coloanei de absorbţie se calculează ca o fracţie din costul virolei şi al umpluturii. Considerînd această fracţie ca fiind egală cu 0,02 se obţine:

$$C_{ei} = 0,02(C_c + C_u), \ [\text{lei/an}] \qquad (7.2.118)$$

Amortizarea anuală este dată de suma costurilor coloanei, umpluturii şi elementelor interioare ale coloanei de absorbţie înmulţite cu cota de amortizare:

$$C_{AA} = (C_c + C_u + C_{ei}) \cdot C_{am}, \ [\text{lei/an}] \qquad (7.2.119)$$

Costul total este suma costului anual al absorbantului, a energiei electrice şi a amortizării anuale.

$$C_T = C_A + C_E + C_{AA}, \ [\text{lei/an}] \qquad (7.2.120)$$

Se reprezintă grafic C_A, C_E, C_{AA} şi C_T în funcţie de debitul de absorbant, fig.7.2.16.

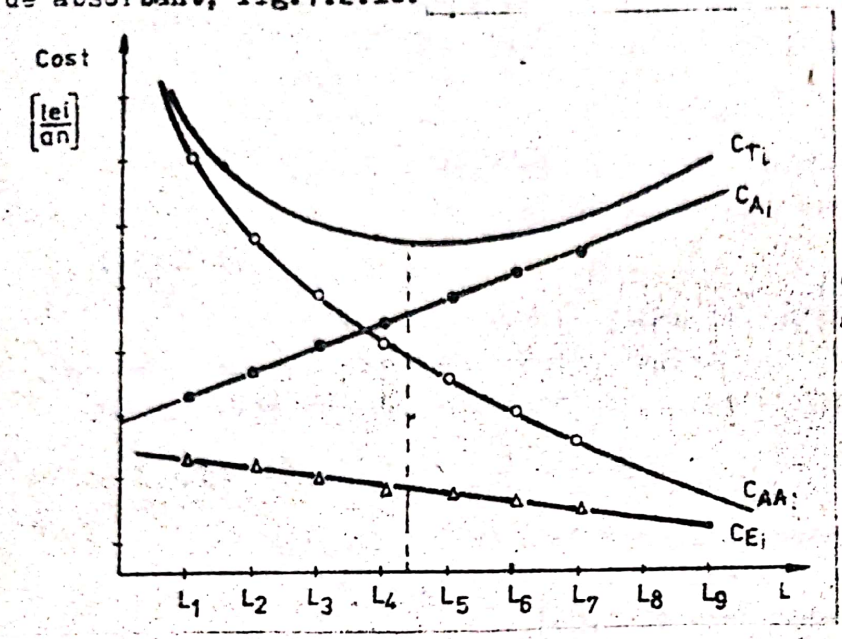


Fig.7.2.16 Determinarea debitului optim de absorbant.

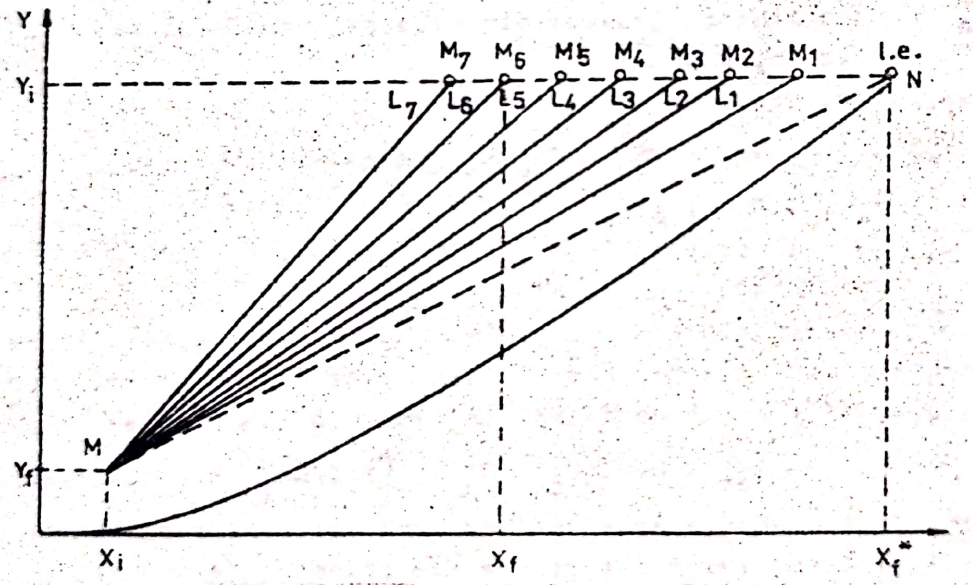


Fig.7.2.17. Reprezentarea grafică a liniilor de operare şi liniei de echilibru în diagrama Y-X.

Construirea acestei diagrame necesită următorul algoritm de calcul care poate fi efectuat la calculator:

- se calculează L_{min} şi L_i dîndu-se diferite valori coeficientului (γ =1,1; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 1,9; 2);

- pentru fiecare valoare a lui L_i se reprezintă pe diagrama Y-X liniile de operare şi linia de echilibru(fig.7.2.17);

- pe baza diagramei Y-X se determină diametrul coloanei D_i şi înălţimea umpluturii H_i pentru fiecare valoare a debitului de absorbant L_i urmînd metodica tratată anterior;

- se calculează puterea instalată P_{ii} şi costurile C_{Ai}, C_{Zi}, C_{AA_i} şi C_{T_i} pentru fiecare valoare a debitului de absorbant L_i şi se reprezintă grafic costurile în funcţie de L_i.

Pentru simplificare, se va considera valoarea optimă a debitului de absorbant, valoarea cea mai apropiată de valoarea optimă determinată din grafic. In diagrama din figura 7.2.16 valoarea cea mai apropiată de L_{opt} corespunde debitului de absorbant L_4. Dimensiunile coloanei de absorbţie vor fi cele corespunzătoare lui L_4, respectiv D_4 şi H_4.

7.2.8. DIMENSIONAREA ELEMENTELOR CE FORMEAZA UN TALER PERFORAT.

Un taler perforat, din punct de vedere constructiv, este format dintr-o placă circulară prevăzut cu orificii cu diametrul d_o = = 2 ÷ 5 mm dispuse pe hexagoane sau cercuri concentrice şi unul sau mai multe tuburi deversoare. Pentru stabilirea modului de amplasare a tuburilor deversoare se va utiliza cap.7.1.

7.2.8.1. Dimensionarea tuburilor deversoare în acest caz este similară cu cea de la cap.(7.1). Înălţimea pragului deversorului se admite între 0,04 şi 0,10 m [66].

7.2.8.2. Calculul numărului de orificii de pe un taler.

Numărul de orificii al unui taler rezultă din condiţia ca aria secţiunii tuturor orificiilor să reprezinte 7-25% din aria secţiunii transversale a coloanei. Prin urmare se poate scrie [66]:

$$S_o = (0,07 \div 0,25).S \qquad (7.2.121)$$

sau

$$n \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = (0,07 \div 0,25) \frac{\pi \cdot D^2}{4} \qquad (7.2.122)$$

Deci:

$$n = \frac{(0,07 \div 0,25)D^2}{d_o^2} \qquad (7.2.123)$$

în care: S_o este aria secţiunii tuturor orificiilor, $[m^2]$;

S - aria secţiunii transversale a coloanei, $[m^2]$;

n - numărul de orificii;

d_o - diametrul unui orificiu(se adoptă în intervalul 2-5 mm), [m];

D - diametrul coloanei de absorbţie,[m].

7.2.8.3. **CALCULUL HIDRODINAMIC AL TALERELOR.**

Din calculul hidrodinamic se determină căderea de presiune pe un taler care se va utiliza apoi pentru a se verifica distanţa (H) dintre talere care a fost adoptată. Pentru o bună funcţionare a coloanei:

$$H > \frac{1,8\,\Delta P}{\rho_l \cdot g} \qquad (7.2.124)$$

în care: ΔP este căderea de presiune pe un taler, [Pa];

ρ_l - densitatea medie a lichidului pe întreaga coloană, [kg/m^3];

g - acceleraţia gravitaţională, [m/s^2].

Căderea de presiune pe un taler perforat (Δp) se calculează cu suma a trei termeni [7]:

$$\Delta p = \Delta p_{usc} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{gl} \qquad (7.2.125)$$

în care: Δp_{usc} este căderea de presiune pe talerul uscat;

Δp_{σ} - căderea de presiune datorită forţelor tensiunii superficiale;

Δp_{gl} - căderea de presiune prin stratul gaz-lichid de pe taler.

Căderea de presiune pe talerul uscat se calculează cu relaţia [7, 66]:

$$\Delta p_{usc} = \zeta \cdot \rho_g \frac{v_o^2}{2} \qquad (7.2.126)$$

în care: ζ este un coeficient de rezistenţă egal cu 1,82 pentru $S_o = (0,07 \div 0,1)S$ şi egal cu 1,45 cînd $S_o = (0,11 \div 0,25)S$;

ρ_g - densitatea fazei gazoase, [kg/m^3];

v_o - viteza gazului prin orificiile talerului, [m/s].

Viteza gazului în orificiile talerului se determină cu ecuaţia debitului:

$$v_o = \frac{4M_v}{\pi d_o^2 n} \qquad (7.2.127)$$

unde: M_v este debitul fazei gazoase, [m^3/s];

d_o - diametrul orificiilor talerului, [m];

n - numărul de orificii de pe un taler.

Căderea de presiune cauzată de tensiunea superficială a lichidului se calculează cu relaţia [7]:

$$P = \frac{4\sigma}{d_{ech}} = \frac{4\sigma}{d_o} \qquad (7.2.128)$$

în care: σ este tensiunea superficială a lichidului de pe taler, [N/m];

d_{ech} - diametrul echivalent al orificiilor talerului [m];

d_o - diametrul orificiilor, [m].

Tensiunea superficială se ia din tabelul XXII [7].

Căderea de presiune prin stratul gaz-lichid de pe taler este dată de ecuaţia [7]:

$$\Delta p_{gl} = 1,3\ g\ k \rho_l (h_p + \Delta h) \qquad (7.2.129)$$

$$h = \left(\frac{M_{vl}}{1,85.p.k} \right)^{2/3} \qquad (7.2.130)$$

în care: h_p este înălţimea pragului deversorului, [m];

Δh - înălţimea nivelului lichidului deasupra pragului de preaplin, [m];

M_{vl} - debitul volumic de lichid, [m^3/s];

p - perimetrul tubului deversor, [m];

k - densitatea relativă a stratului de gaz-lichid,

$$k = \frac{\rho_{gl}}{\rho_l};$$

ρ_{gl} - densitatea amestecului gaz-lichid de pe taler, [kg/m^3].

Perimetrul tubului deversor se calculează aşa cum este specificat în cap.7.1.

Cu ecuaţia(7.2.125) se calculează Δp şi apoi se verifică dacă distanţa dintre talere (H) a fost bine aleasă utilizînd ecuaţia (7.2.124).

7.2.9. DISPOZITIVE INTERIOARE PENTRU COLOANE CU UMPLUTURA.

Dispozitivele interioare care se utilizează în cazul coloanelor cu umplutură sînt grătarele de susţinere a umpluturii, distribuitoarele şi redistribuitoarele pentru faza lichidă.

7.2.9.1. GRATARE DE SUSTINERE [11,14,66,67].

Dintre cele mai vechi şi mai simple grătare de susţinere a umpluturii sînt plăcile perforate care îşi mai găsesc şi astăzi o largă utilizare în special cînd se lucrează cu debite mici de lichid şi gaze. Secţiunea liberă pentru trecerea celor două faze este mai mică decît în stratul cu umplutură fapt care determină în cazul unor debite mari de lichid şi de gaz o cădere mare de presiune şi o reducere a eficacităţii coloanei.

Un alt tip de grătar utilizat frecvent este cel prezentat în fig.7.2.18 [67].

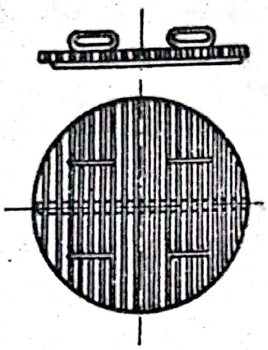


Fig.7.2.18. Grătar de susţinere a umpluturii.

Acest grătar este confecţionat din mai multe platbande fixate prin sudură de o placă de bază, distanţa dintre platbande fiind astfel aleasă încît secţiunea liberă a grătarului să fie egală sau mai mare decît cea a umpluturii. Pentru a nu permite căderea inelelor printre platbande acestea se acoperă cu cîteva straturi de corpuri de umplere cu dimensiuni mai mari sau se acoperă cu o sită metalică. In locul platbandelor se pot utiliza bare din metal sau plăci din gresie dacă mediul este coroziv.

Literatura indică şi alte tipuri de grătare suport cum sînt cele formate din mai multe grinzi din tablă perforată cu orificii de formă alungită sînt fixate pe o placă de bază de asemenea perforată. Secţiunea liberă de trecere a fazelor este mai mare de 85% [14].

7.2.9.2. DISTRIBUITOARE PENTRU FAZA LICHIDA [11,14,67].

Distribuitoarele pentru lichid au rolul de a asigura o repartizare uniformă a absorbantului pe întreaga suprafaţă transversală a coloanei. Realizarea unei distribuţii uniforme a lichidului determină o eficacitate ridicată a coloanei de absorbţie cu umplutură.

Distribuitoarele tip duş se confecţionează dintr-o ţeavă centrală de alimentare prevăzută cu ramificaţii fig.7.2.19 a, din mai multe inele concentrice din ţeavă fig.7.2.19 b sau dintr-o ţeavă cu duză la un capăt şi deflector fig.7.2.19.c [67].

Aceste distribuitoare sînt recomandabile cînd presiunea lichidului este mai mare şi cînd absorbantul este lipsit de impurităţi mecanice. Debitul specific de absorbant este de 25 $m^3/m^2.h$ şi presiunea necesară este de 0,35 ÷ 1,40 N/cm^2.

Distribuitoarele tip taler fig.7.2.20 sînt formate dintr-o placă cu diametrul de 250 ÷ 1800 mm prevăzută cu orificii circulare în care se fixează ţevi de distribuţie avînd diametre cuprinse între 25 şi 50 mm [67].

Pentru coloane cu diametru de peste 2 m se pot utiliza dispozitive sub forma unor plăci plane perforate cu găuri de diametre 5 — 6 mm şi care sînt înconjurate de un contur crenelat avînd rolul unui deversor, fig.7.2.21.

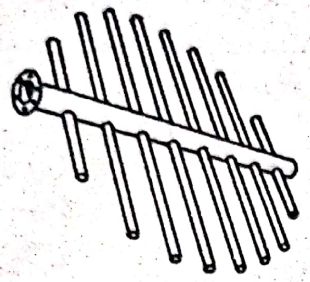


Fig.7.2.19.a

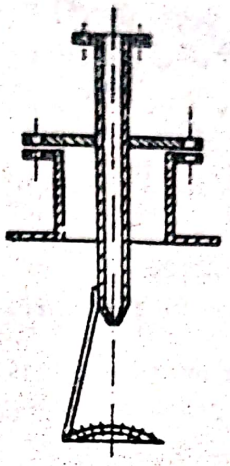


Fig.7.2.19.c

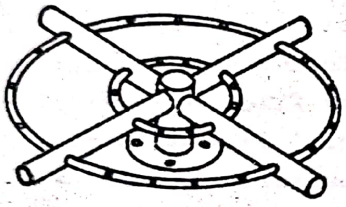


Fig.7.2.19.b

Fig.7.2.19(a,b,c). Distribuitor tip dug.

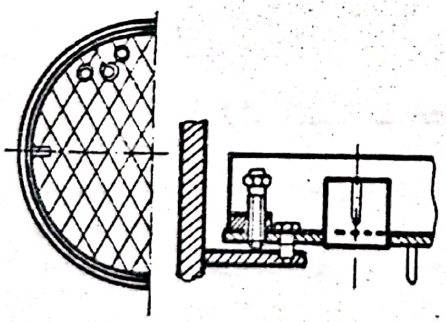


Fig.7.2.20. Distribuitor tip taler.

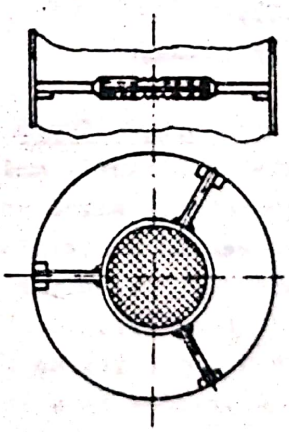


Fig.7.2.21. Distribuitor tip plăci perforată.

Scanned with OKEN Scanner

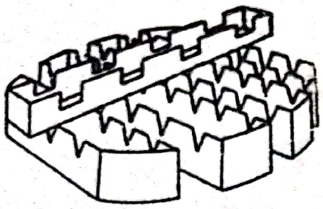


Fig.7.2.22.
Distribuitor cu jgheaburi.

In fig.7.2.22 este prezentat un dispozitiv de distribuţie cu jgheaburi care este format dintr-un anumit număr de jgheaburi prevăzute cu creneluri în formă de V pe pereţii laterali. Sînt recomandate pentru coloane cu diametre mari şi pot realiza distribuţia uniformă a unor debite specifice de $5 \div 120$ $m^3/m^2.h$.

Distribuitoarele cu preaplinuri, se utilizează la coloane cu diametre mici. Ele sînt formate dintr-o placă suport prevăzută cu orificii în care se fixează ţevi cu un decupaj în formă de V.

In fig.7.2.23 este reprezentată schiţa unui distribuitor tip păianjen care central are fixat un perete deversor avînd rolul de a uniformiza curgerea absorbantului. Ca urmare a închiderii hidraulice, gazul nu va pătrunde prin ţevi.

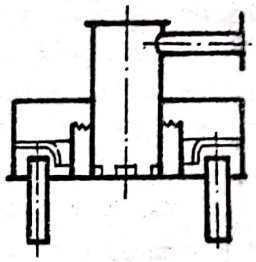


Fig.7.2.23.
Distribuitor tip păianjen.

7.2.9.3. REDISTRIBUITOARE PENTRU FAZA LICHIDA [11,14].

Necesitatea utilizării mai multor straturi de umplutură într-o coloană determină folosirea unor dispozitive pentru redistribuirea lichidului. Pentru redistribuirea absorbantului pot fi utilizate dispozitivele de distribuţie sau dispozitive speciale cunoscute sub denumirea de redistribuitoare.

Astfel de dispozitive de redistribuire a lichidului [14] constă din două plăci suprapuse care îndeplinesc rolul de suport, redistribuitor, alimentare şi evacuare a fazelor. Placa superioară este identică cu grătarul de susţinere reprezentat în [14] , iar placa inferioară este prevăzută cu orificii cu diametru de 3-5 mm şi orificii de diametru 3-10 cm în care se fixează ţevi. Dispozitivul are înălţimea totală egală cu 350mm.

Conurile de distribuţie sînt cele mai simple dispozitive pentru redistribuirea fazei lichide care dirijează lichidul ce se scurge pe corpul interior al utilajului către axul acestuia. Aceste dispozitive se aşează unul faţă de altul la distanţa de(1,6÷2) din diametrul coloanei şi prezintă ca dezavantaj principal micşorarea secţiunii coloanei[11,67].

Conurile cu găuri ştanţate sînt mai complicate din punct de vedere constructiv, dar asigură o îngustare mai redusă a secţiunii aparatului.

Un alt dispozitiv pentru redistribuire foarte simplu constă dintr-un buzunar îngust fixat de mantaua utilajului de la care pleacă radial înclinat trei sau mai multe ţevi. Prin ţevi lichidul adunat în buzunarul dispozitivului se scurge spre axul utilajului [67].

Scanned with OKEN Scanner

7.3. DIMENSIONAREA EVAPORATOARELOR.

Calculul constructiv al evaporatoarelor are ca scop determinarea dimensiunilor principale ale acestora.

Majoritatea tipurilor de evaporatoare sînt formate din două elemente principale: camera de încălzire şi camera de vaporizare. La acestea se adaugă o serie de elemente pentru introducerea şi evacuarea fluidelor din utilaj, separarea lichidului de faza gazoasă, pentru sprijinirea utilajului etc.

Datele iniţiale pentru dimensionarea evaporatorului se obţin din bilanţurile de materiale şi termice ale utilajului stabilite pe baza datelor din tema de proiectare.

7.3.1. ALEGEREA TIPULUI DE EVAPORATOR.

Alegerea tipului de evaporator trebuie să aibă în vedere o serie de factori care influenţează concentrarea soluţiilor şi care pot fi clasificaţi în trei grupe:

a) - factori legaţi de natura şi proprietăţile soluţiei şi de tehnologie;

b) - factori legaţi de construcţia şi exploatarea evaporatorului;

c) - factori legaţi de indicii tchnici şi tehnico-economici, [2,6,63,64]. Principalii factori sînt prezentaţi în tabelul 7.3.1.

Tabelul 7.3.1. Factorii care influenţează concentrarea soluţiilor[1,2,3,6,7,8].

Factori referitori la soluţia diluată şi concentrată	- natura soluţiei(a solventului şi a dizolvantului); - concentraţia soluţiei şi variaţia concentraţiei acesteia; - solubilitatea dizolvantului; - debitul de soluţie şi fluctuaţiile debitului; - temperatura iniţială a soluţiei diluate; - proprietăţile soluţiilor şi variaţia lor cu concentraţia şi temperatura(viscozitatea, densitatea, conductivitatea termică, căldura specifică, căldura de vaporizare etc); - formarea de spumă; - formarea de depuneri, cristale;

	- sensibilitate termică; - agresivitate chimică; - viteza de circulaţie a lichidului.
Factori legaţi de construcţia şi exploatarea evaporatorului:	- simplitatea construcţiei; - compactitatea construcţiei; - siguranţa în funcţionare; - posibilitatea tipizării elementelor utilajului; - uşurinţa deservirii evaporatorului; - uşurinţa curăţirii utilajului; - asigurarea compensării termice; - asigurarea separării picăturilor din vaporii secundari; - asigurarea repartiţiei uniforme a agentului termic în camera de încălzire şi a eliminării continui şi complete a condensului; - asigurarea eliminării gazelor necondensabile din camera de încălzire a evaporatorului; - posibilitatea de adaptare la diferite condiţii de funcţionare; - durata operaţiei de vaporizare, etc.
Factori legaţi de indici tehnici şi tehnico-economici:	- coeficientul global de transfer de căldură; - capacitatea de evaporare(cantitatea de vapori obţinută într-o oră pe 1 m^2 de suprafaţă de încălzire); - costul pe 1 m^2 de suprafaţă de încălzire; - costul montării şi reparării; - costul exploatării, etc.

Complexitatea acestor factori şi diferitele moduri de satisfacere a lor au condus la existenţa unui număr mare de tipuri de evaporatoare. Clasificarea evaporatoarelor se poate realiza după mai multe criterii dintre care cele mai importante sînt prezentate în fig.7.3.1. [7,11,13,18,63,64].

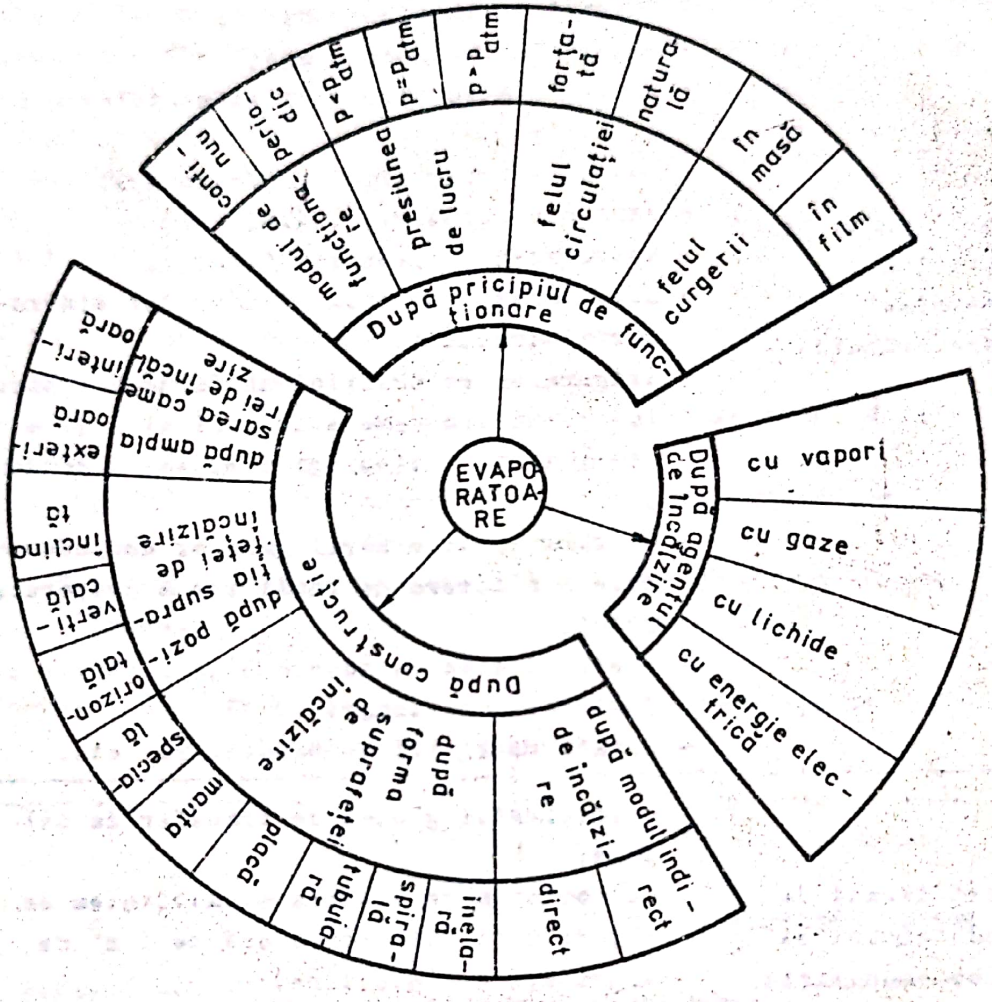


Fig.7.3.1. Clasificarea generală a evaporatoarelor.

Diverse tipuri de evaporatoare sînt prezentate în literatura de specialitate [2,6,7,11,13,18,63,64].

Din prima grupă de factori care determină alegerea tipului de evaporator o importanţă deosebită o au:

- Concentraţia soluţiei. Creşterea concentraţiei soluţiei determină creşterea vîscozităţii acesteia şi posibilitatea depunerii

de cruste sau cristale. De aceea, cînd se cere concentrarea soluţiei pînă la cristalizare sau pînă la saturare, se folosesc evaporatoare cu separator de cristale.

-Vîscozitatea soluţiei. Creşterea vîscozităţii soluţiei, ca urmare a creşterii concentraţiei sau a scăderii temperaturii de fierbere a acesteia, determină înrăutăţirea transferului de căldură în camera de încălzire a evaporatorului datorită reducerii coeficientului individual de transfer de căldură a soluţiei. Pentru lichide vîscoase sau concentrate se folosesc evaporatoare cu ţevi fierbătoare cu diametru mare, cu agitare sau cu circulaţie forţată [2, 63].

-Formarea de cruste. Crustele apar ca urmare a depăşirii concentraţiei de saturaţie şi determină micşorarea coeficientului de transfer de căldură. Ele trebuie îndepărtate, periodic, de pe suprafaţa de transfer de căldură. In cazul concentrării soluţiilor cu tendinţă de depuneri se recomandă o circulaţie forţată a soluţiilor(depunerile au loc mai greu la viteze mai mari ale lichidului decît la viteze mai mici).

Depunerile de pe suprafaţa ţevilor se pot îndepărta prin diferite metode:

- hidromecanice - spălarea cu abur fierbinte sau apă sub presiune;

- chimice - spălarea cu soluţie slabă de sodă, HCl, fosfaţi sau compuşi organici;

- sonice - se foloseşte tot mai des îndepărtarea crustei cu ultrasunete.

- Formarea spumelor. Ca urmare a spumării soluţiilor în timpul fierberii se produce o antrenare puternică a picăturilor de soluţie din evaporator. Se consideră, în general, că grosimea stratului de spumă este proporţională cu viteza vaporilor la puterea 0,8. Pentru a evita antrenarea spumei se recomandă menţinerea lichidului din evaporator la un nivel destul de mic, dar în acest fel scade şi capacitatea evaporatorului.

Prevenirea formării spumei se face prin trei metode:

- mecanică - spargerea spumei(pe ecrane situate în camera de vaporizare), acţiunea unui curent de gaze pe suprafaţa spumei;

- chimică - prin adăugarea unor substanţe tensioactive(ulei de ricin sau ulei de bumbac sulfonat, petrol etc.);

- termică - prin încălzirea spumei bulele îşi măresc volumul şi se sparg; acest lucru are loc în evaporatorul cu ţevi lungi.

- Antrenarea lichidului de vaporii secundari care ies din camera de vaporizare determină pierderi de soluţie şi impurificarea vaporilor(atunci cînd ei sînt componentul valoros). Separarea picăturilor din vaporii secundari se realizează prin sedimentare,impact(folosind table deflectoare montate în utilaj) sau centrifugare.

- Degradarea soluţiilor termolabile este efectul combinat al temperaturii şi duratei de încălzire. Se recomandă reducerea temperaturii de fierbere prin evaporarea la vid(dar la un vid prea înaintat instalaţia devine prea costisitoare). De asemenea se pot folosi evaporatoare cu film subţire în care timpul de staţionare a soluţiei în aparat este mică dar,la acest tip de evaporator, se recomandă recircularea soluţiei ceea ce conduce la creşterea duratei de contact între soluţie şi suprafaţa caldă.

In ceea ce priveşte celelalte două grupe de factori se urmăreşte folosirea unui utilaj cu o construcţie cît mai simplă, compact(să ocupe un spaţiu cît mai mic), cu o suprafaţă mare de transfer de căldură într-un volum mic, uşor de montat, demontat şi curăţat, cu siguranţă mare în funcţionare şi durată mare de funcţionare. De asemenea, utilajul trebuie să aibă o greutate cît mai mică şi un cost cît mai redus pe 1 m^2 suprafaţă transfer de căldură sau pe unitate de produs obţinut. Costurile de montare, de exploatare şi de reparaţii trebuie să fie cît mai mici.

Avînd în vedere varietatea factorilor ce influenţează evaporarea, alegerea soluţiei constructive corespunzătoare va fi precedată de analiza completă a condiţiilor tehnico-economice existente.

Pentru concentrarea soluţiilor apoase cu proprietăţi fizice în domeniul utilizat la proiectele de an la disciplina de Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică, se poate folosi un evaporator cu ţevi scurte cu conductă centrală de recirculare, fig. 7.3.2.

Tipul clasic de evaporator cu ţevi scurte şi conductă centrală de recirculare(fig.7.3.2) asigură o bună circulaţie a soluţiei de fierbere putînd fi folosit pentru concentrarea soluţiilor pînă la saturaţie. Nu se recomandă pentru soluţii care spumează, termolabile sau puternic corozive(deoarece au un consum mare de metal costul lor creşte foarte mult prin folosirea unor materiale de construcţie speciale). Realizarea unor variante constructive perfecţionate precum şi abundenţa datelor pentru proiectarea acestui tip de evaporator determină utilizarea lui pe scară largă în industrie.

Scanned with OKEN Scanner

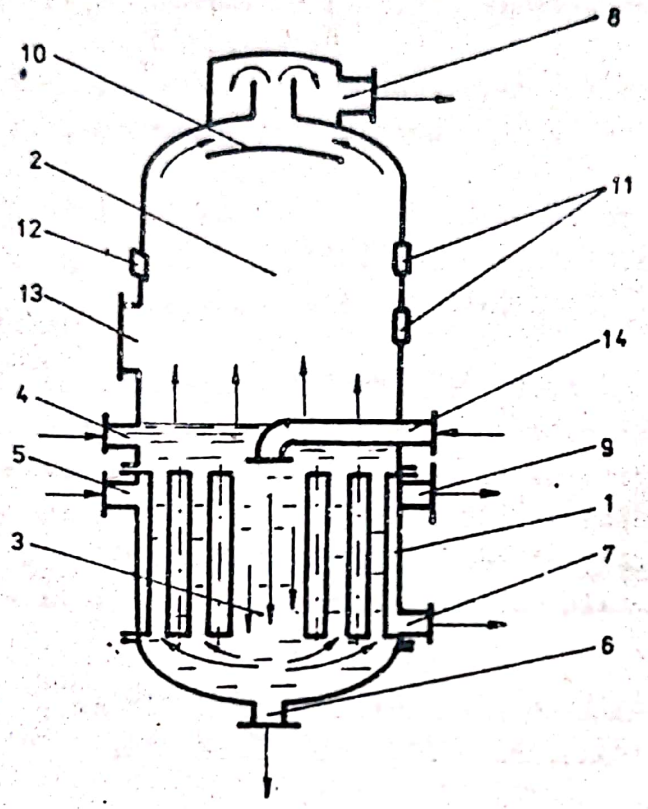


Fig.7.3.2. Evaporator cu ţevi scurte cu conductă centrală de recirculare. 1- cameră de încălzire; 2- cameră de vaporizare; 3- conductă de recirculare; 4- racord intrare soluţie diluată; 5- racord intrare agent termic(abur); 6- racord evacuare soluţie concentrată; 7- racord evacuare condens; 8- racord evacuare vapori secundari; 9- racord evacuare gaze necondensabile; 10- separator de picături; 11- vizoare; 12- iluminare; 13- gură de vizitare; 14- racord pentru introducerea agentului de curăţire a spaţiului intratubular.

Scanned with OKEN Scanner

7.3.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE.

Alegerea materialelor de construcţie a evaporatorului este o condiţie importantă atît pentru concentrarea soluţiei(puritatea produsului, transferul de căldură etc) cît şi din punct de vedere ecconomic.

Materialele utilizate pentru construcţia evaporatoarelor trebuie să îndeplinească o serie de condiţii dintre care mai importante sînt:

- rezistenţă bună la coroziune;
- rezistenţă mecanică şi termică bună;
- asigurarea purităţii necesare a produsului;
- cost redus, etc.

In industria chimică factorul decisiv în alegerea materialului de construcţie a evaporatorului este rezistenţa la coroziune.

Materialele mai frecvent folosite pentru construcţia evaporatoarelor sînt oţelul carbon şi oţelurile aliate, iar pentru agenţi puternic corozivi materiale pe bază de grafit [11,63].

Principalele materiale de construcţie pentru utilaje sînt prezentate la capitolul 12.

7.3.4. BILANTURI DE MATERIALE, CALCULUL PRESIUNII, CONCENTRATIEI SI A TEMPERATURILOR IN EVAPORATOARE.

Pentru concentrarea soluţiei diluate prin evaporare se foloseşte o instalaţie de evaporare cu efect multiplu cu circulaţie în echicurent. Instalaţia are trei corpuri de evaporare şi evaporatoarele sînt cu ţevi scurte şi conductă centrală de recirculare.

Din tema de proiectare se cunosc:

- debitul, concentraţia şi temperatura soluţiei diluate la intrarea în primul evaporator;
- concentraţia soluţiei rezultată din al treilea evaporator;
- presiunea şi titlul agentului termic;
- presiunea din ultimul corp de evaporare.

Folosind aceste date trebuie calculate:

- presiunile din treptele de evaporare;
- debitele de extraabur;
- debitul de apă îndepărtată din instalaţie şi repartiţia apei pe treptele de evaporare;
- concentraţiile soluţiilor intermediare;
- temperaturile de fierbere ale soluţiilor în evaporatoare.

7.3.4.1. PRESIUNILE DIN CAMERELE DE VAPORIZARE.

Pentru o instalaţie de evaporare cu efect multiplu, în echicurent, presiunea din fiecare corp de evaporare se calculează, începînd cu ultimul evaporator, prin repartizarea uniformă a depresiunii totale din instalaţie:

$$p_{ei-1} = p_{ei} + \frac{\Delta p}{3} \qquad \text{cu } i=3 \div 1 \qquad (7.3.1)$$

în care: p_{ei-1}, p_{ei} - presiunea din camera de evaporare a evaporatorului i-1 şi respectiv i, ata;

$\Delta p = p_{D1} - p_{e3}$ - depresiunea totală din instalaţia de evaporare, ata;

p_{D1} - presiunea aburului primar folosit ca agent termic în primul corp de evaporare, ata;

p_{e3} - presiunea din camera de evaporare a ultimului evaporator din instalaţie, ata.

7.3.4.2. CALCULUL DEBITELOR DE EXTRAABUR.

Se foloseşte extraabur numai din primul evaporator, deci:

$$E_2 = E_3 = 0$$

Debitul de extraabur utilizat se determină din ecuaţia de bilanţ termic pentru primul preîncălzitor în care soluţia diluată se încălzeşte de la temperatura iniţială, T_{oo}, pînă la T_{o1}.

$$E_1 = \frac{M_o C_{po}(T_{o1} - T_{oo})}{r_{e1}} \qquad \text{kg/h} \qquad (7.3.2)$$

în care: M_o - debit de soluţie diluată, kg/h;

C_{po} - căldură specifică a soluţiei diluate, J/kg.K, determinată din relaţia:

$$C_{po} = 4190(1 - C_o) \text{ pentru } C_o \leq 0{,}2, \text{ [7]} \qquad (7.3.3)$$

C_o - concentraţia soluţiei diluate, fracţii masice;

T_{oo}, T_{o1} - temperaturile soluţiei diluate la intrarea şi ieşirea din preîncălzitor, °C;

$r_{e1} = i_{e1} - i_{c1}$ - căldura latentă de condensare a vaporilor la presiunea p_{e1}, J/kg.

7.3.4.3. CALCULUL DEBITULUI DE SOLVENT INDEPARTAT SI REPARTITIA PE TREPTE

Pentru proiectarea unei instalaţii de evaporare este foarte important să se stabilească un bilanţ de materiale corect. Dacă se neglijează pierderile de soluţie prin antrenarea de către vaporii

secundari şi prin neetanşeităţile instalaţiei, debitul masic de solvent evaporat dintr-o soluţie se determină din ecuaţia:

$$M_e = M_o\left(1 - \frac{C_o}{C_3}\right) \qquad (7.3.4)$$

în care: M_o este debitul masic de soluţie diluată, kg/h;
M_e - debitul masic de solvent evaporat, kg/h ;
C_o, C_3 - concentraţiile soluţiei diluate şi respectiv a soluţiei concentrate, % masă.

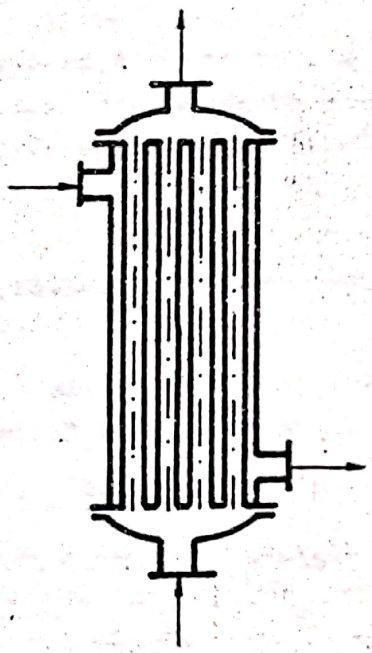


Fig.7.3.3.
Preîncălzitor pentru soluţia diluată.

Pentru o instalaţie de evaporare cu mai multe corpuri, bilanţul de materiale se întocmeşte pentru fiecare corp, iar debitul de solvent evaporat din soluţie se poate scrie:

$$M_e = M_{e1} + M_{e2} + M_{e3} =$$

$$= 3.M_{e3} + 2.E_2 + E_1 \qquad (7.3.5)$$

în care: M_{ei} $(i = 1 \div 3)$ - debit masic de solvent îndepărtat din corpul de evaporare i, kg/h;
E_i $(i = 1 \div 2)$ - debit masic de extraabur folosit din evaporatorul i, kg/h.

Folosind relaţia 7.3.5 se calculează debitul de solvent evaporat din ultimul corp al instalaţiei şi apoi, cunoscînd debitele de extraabur din fiecare evaporator, se calculează debitele de solvent îndepărtat din fiecare corp de evaporare a instalaţiei din relaţia:

$$M_{ei-1} = M_{ei} + E_{i-1} \qquad i = 3 \div 1 \qquad (7.3.6)$$

7.3.4.4. CONCENTRAȚIILE SOLUȚIILOR INTERMEDIARE.

Concentrațiile soluțiilor intermediare se determină din ecuațiile de bilanț de materiale ale componentului nevolatil pentru fiecare corp de evaporare:

$$C_i = \frac{M_o \cdot C_o}{M_o - \sum_{i=1}^{3} M_{ei}} \qquad i=1\div 3 \qquad (7.3.7)$$

în care: C_i este concentrația soluției care iese din evaporatorul i, fracții masice;

M_o - debitul soluției diluate introdusă în primul evaporator, kg/h;

C_o - concentrația soluției diluate introdusă în primul evaporator, fracții masice;

M_{ei} - debitul de solvent evaporat din evaporatorul i, kg/h.

7.3.4.5. TEMPERATURILE DE FIERBERE ALE SOLUȚIILOR ÎN FIECARE EVAPORATOR.

Pentru calculul temperaturii de fierbere a soluției în evaporatorul i, se folosește relația:

$$T_{ci} = T_{ei} + \Delta_{1i} + \Delta_{2i} \quad , \quad i = 1\div 3 \qquad (7.3.8)$$

în care: T_{ci} este temperatura de fierbere a soluției în evaporator, °C;

T_{ei} - temperatura de fierbere a solventului pur la presiunea din camera de vaporizare a evaporatorului, °C;

Δ_{1i} - depresiunea fizico-chimică a temperaturii, °C;

Δ_{2i} - depresiunea hidrostatică a temperaturii, °C.

Depresiunea fizico-chimică a temperaturii, Δ_1, depinde de natura soluției, de concentrația soluției și de presiunea la care se realizează fierberea. Valoarea depresiunii fizico-chimice se poate determina din relația Tișcenko [63,64]:

$$\Delta_1 = 0{,}01362 \frac{T^2}{r}\Delta'_1 = K\Delta'_1 \qquad (7.3.9)$$

în care: T este temperatura de fierbere a solventului pur, la presiunea din camera de vaporizare, K;

r - căldura latentă de vaporizare a solventului pur la presiunea din camera de vaporizare, J/kg;

Δ'_1 - depresiunea fizico-chimică a temperaturii la presiunea atmosferică, K.

Valorile depresiunii fizico-chimice a temperaturii, la presiune atmosferică, Δ_1 se pot determina din tabele şi grafice. Pentru cîteva soluţii în tabelul 7.3.1 se găsesc temperaturile de fierbere la presiune atmosferică, funcţie de concentraţia soluţiilor, iar în fig.7.3.4. este prezentată variaţia depresiunii fizico-chimice a temperaturii funcţie de concentraţie, pentru cîteva soluţii, la presiune atmosferică.

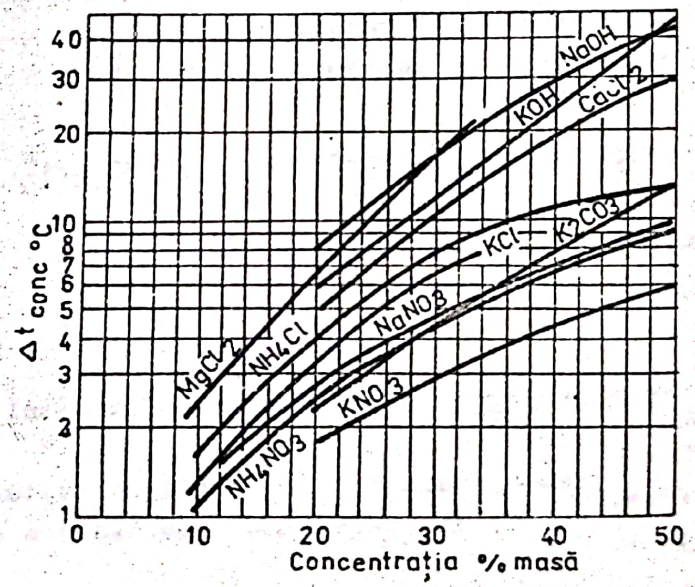


Fig.7.3.4. Depresiunea fizico-chimică a temperaturii la presiune atmosferică, pentru soluţii apoase [7].

Valorile produsului 0,01362 T^2/r = K pentru apă pură, la diferite temperaturi de fierbere ale apei, sînt prezentate în tabelul 7.3.2.

Tabelul 7.3.1. Temperaturile de fierbere a cîtorva soluţii, la presiune atmosferică, [7].

Soluţia dizolvată	Temperatura de fierbere, °C									
	101	102	103	104	105	107	110	115	120	125
$CaCl_2$	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83	45,80
KOH	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25,65	31,97	36,51	40,23
KCl	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	-	-	-	-
K_2CO_3	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	43,97	50,86	56,04	60,40
KNO_3	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	-	-
$MgCl_2$	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	24,41	29,48	33,07	36,02
$MgSO_4$	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	-	-	-	-
NaOH	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23,08	26,21	33,77	37,58
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	-	-	-	-
$NaNO_3$	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	49,87	60,94	68,94	-
Na_2SO_4	15,26	24,81	30,73	-	-	-	-	-	-	-
Na_2CO_3	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	-	-	-	-	-
$CuSO_4$	26,95	39,98	40,83	44,47	-	-	-	-	-	-
$ZnSO_4$	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	-	-	-	-	-
NH_4NO_3	9,09	16,66	23,08	29,08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26	77,11
NH_4Cl	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	-	-
$(NH_4)_2SO_4$	13,34	23,14	30,65	36,71	41,79	49,73	-	-	-	-

Tabelul 7.3.2. Valorile coeficientului K pentru apă pură la diferite temperaturi de fierbere [63].

T^oC	35	40	45	50	55	60	65	70
K	0,6370	0,6609	0,6854	0,7106	0,7364	0,7628	0,7899	0,8177

75	80	85	90	95	100	105	110	115
0,8643	0,8755	0,9057	0,9362	0,9677	1,0000	1,0330	1,0674	1,1025

120	125	135	145	155	165
1,1384	1,1757	1,2525	1,3200	1,4060	1,5000

Depresiunea hidrostatică a temperaturii, Δ_2 se întîlneşte la evaporatoarele cu coloană de lichid mai mare de 1 m [7] şi se determină din relaţia:

$$\Delta_2 = T_m - T_o \qquad (7.3.10)$$

în care: T_m este temperatura de fierbere a soluţiei la presiunea medie din ţevile evaporatorului, °C;

T_o - temperatura de fierbere a soluţiei la presiunea din camera de vaporizare, °C.

Presiunea medie din ţevile evaporatorului, p_m, pentru evaporatoare tubulare verticale este dată de relaţia [63,64]:

$$p_m = p_e + (0,3 \div 0,7)\rho_{sol} \cdot g \cdot \frac{H}{2} \qquad (7.3.11)$$

în care: p_e este presiunea din camera de vaporizare a evaporatorului, Pa;

ρ_{sol} - densitatea soluţiei la temperatura de fierbere din ţevile evaporatorului, kg/m^3; densitatea soluţiilor se determină funcţie de concentraţie şi temperatură din tabele (Manualul Inginerului Chimist);

g - acceleraţia gravitaţională, m/s^2;

H - înălţimea ţevilor evaporatorului, m;

(0,3÷0,7) - coeficient care ţine seama de faptul că în ţevile evaporatorului există un amestec lichid-vapori şi nu numai lichid.

In literatura de specialitate se indică valori ale depresiunii hidrostatice de 1÷2 K pentru evaporatoare ce funcţionează la presiune supraatmosferică şi 5÷8 K pentru evaporatoare care funcţionează la depresiune [63,64]. Calculul depresiunii hidrostatice se realizează prin încercări:

- se admite o valoare pentru depresiunea hidrostatică ţinînd seama de presiunea la care lucrează evaporatorul;
- se calculează presiunea medie din evaporator;
- se determină temperatura de fierbere a soluţiei corespunzătoare presiunii calculate;
- se recalculează depresiunea hidrostatică. Dacă valoarea obţinută diferă de valoarea admisă se reia calculul cu valoarea calculată pînă la o concordanţă bună.

Pentru o instalaţie de evaporare cu 3 corpuri, după efectuarea calculelor anterioare se completează tabelul 7.3.3.

Tabelul 7.3.3. Principalele caracteristici ale agentului de încălzire şi soluţiei în instalaţia de evaporare.

Nr. crt.	Mărimea	U.M.	Evaporator 1	2	3
1.	Presiunea	ata			
	- vaporilor de încălzire	(dată)	p_{D1}	p_{D_2}	p_{D3}
	- vaporilor secundari	(rel.7.3.1)	p_{e1}	p_{e2}	p_{e3}
2.	Temperatura	°C			
	- vaporilor de încălzire	[7]	T_{D1}	T_{D2}	T_{D3}
	- vaporilor secundari	[7]	T_{e1}	T_{e2}	T_{e3}
	- soluţiei	(7.3.8)	T_{c1}	T_{c2}	T_{c3}
3.	Entalpia	J/kg			
	- vaporilor de încălzire	[7]	i_{D1}	i_{D2}	i_{D3}
	- vaporilor secundari	[7]	i_{e1}	i_{e2}	i_{e3}
4.	Depresiunea fizico-chimică a temperaturii.	°C (7.3.9)	$\Delta_{1,1}$	$\Delta_{1,2}$	$\Delta_{1,3}$
5.	Depresiunea hidrostatică a temperaturii.	°C (7.3.10)	$\Delta_{2,1}$	$\Delta_{2,2}$	$\Delta_{2,3}$

7.3.5. BILANTURI TERMICE.

Bilanţurile termice în instalaţia de evaporare sînt folosite pentru calculul necesarului de agent termic de încălzire (abur primar) în primul evaporator şi a fluxurilor termice transferate în fiecare evaporator.

Se consideră o instalaţie de evaporare cu trei corpuri de evaporare şi circulaţie în echicurent, fig.7.3.5.

Forma generală a ecuaţiei de bilanţ termic pentru un evaporator este:

$$Q = D(i_D - i_c) = M_o C_{po}(T_c - T_o) + M_e(i_e - C_p T_c) + Q_{conc} + Q_p \qquad (7.3.12)$$

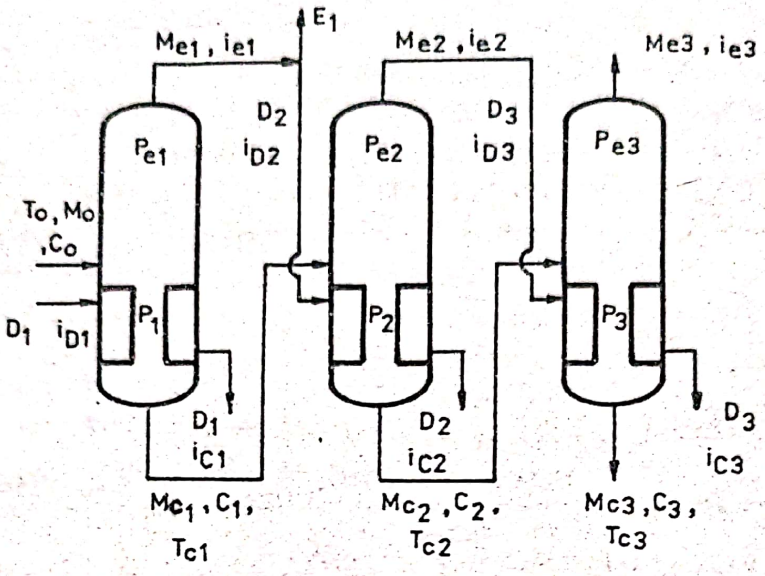


Fig.7.3.5. Schema instalaţiei de evaporare.

în care: Q este fluxul termic transferat de la agentul de încălzire în evaporator, W;

D - debitul de abur primar, kg/s;

M_o - debitul de soluţie diluată, kg/s;

M_e - debitul de solvent evaporat, kg/s;

i_D, i_c, i_e - entalpia vaporilor primari, a condensului şi a vaporilor secundari, J/kg;

C_{po}, C_p - căldura specifică a soluţiei diluate şi respectiv concentrate, J/kg.K;

Căldurile specifice ale soluţiilor apoase se determină din relaţiile:

$$C_p = 4190(1-C), \quad J/kg.K \quad \text{dacă } C \leq 20\% \text{ masă} \qquad (7.3.13)$$

$$C_p = 4190(1-C)+C_s.C, \quad J/kg.K \quad \text{pentru } C > 20\% \text{ masă} \qquad (7.3.14)$$

în care: C_s este căldura specifică a substanţei solide care se calculează funcţie de căldurile atomice, c_i, numărul de atomi de fiecare fel din moleculă, n_i, şi masa molară a substanţei dizolvate, M:

$$C_s = \frac{\sum_{i=1}^{n} c_i n_i}{M}, \quad J/kg.K \qquad (7.3.15)$$

Căldurile atomice ale elementelor în stare solidă se găsesc în tabelul 7.3.4.

Tabelul 7.3.4. Căldurile atomice ale elementelor în stare solidă(KJ/atom kg.K) [7].

Element	Căldura atomică a elementului KJ/atom kg.K	Element	Căldura atomică a elementului KJ/atom kg.K
C	7,5	F	20,95
H	9,6	P	22,6
B	11,3	S	22,6
Si	15,9	celelalte	26,0
O	16,8		

T_o, T_c - temperatura soluţiei diluate şi respectiv temperatura de fierbere a soluţiei în evaporator, °C.

Q_{conc} - căldura de concentrare a soluţiei, W. Valoarea ei este dată de relaţia:

$$Q_{conc} = \Delta q \cdot M \cdot \frac{C}{100}, \quad [63] \qquad (7.3.16)$$

C - concentraţia soluţiei, fracţii masice;

M - debitul soluţiei concentrate, kg/s;

Δq - diferenţa dintre căldura de solubilizare a 1 kg substanţă în soluţia iniţială şi căldura de solubilizare a 1 kg substanţă în soluţia finală, luată cu semn schimbat, J/kg.Căldurile de dizolvare se determină din tabele [7];

Q_p - pierderile de căldură în mediul ambiant care se determină ca procent din fluxul termic total:

$$Q_p = (0,003 \div 0,03)\, Q, \quad W \qquad (7.3.17)$$

Ecuaţia de bilanţ termic din ecuaţia(7.3.10) poate fi scrisă şi sub forma:

$$M_e = D\alpha + M_o\beta \qquad (7.3.18)$$

dacă se neglijează pierderile de căldură în mediul ambiant şi efectul de concentrare. Această relaţie, în care: $\alpha = \frac{i_D - i_c}{i_c - c_p T_c}$

este coeficientul de evaporare- kg solvent evaporat/ 1kg abur primar;

și $\beta = \dfrac{c_{p_d} \cdot T_d - c_p \cdot T_c}{i'_e - c_p T_c}$ este coeficientul de autoevaporare - -kg solvent evaporat/1 kg soluție introdusă; se folosește pentru calculul debitului de solvent evaporat în cazul în care se ține seama și de efectul de autoevaporare al soluției.

Calculul termic al instalației de evaporare, se poate realiza prin mai multe metode. Cea mai simplă metodă nu ia în considerare pierderile de căldură în mediu, efectul de concentrare al soluției și efectul de autoevaporare. In acest caz se consideră că 1 kg abur primar evaporă, prin condensare, 1 kg de solvent.

Debitul de abur primar necesar pentru primul corp de evaporare este:

$$D_1 = \frac{M_e + 2E_1 + E_2}{3} \qquad (7.3.19)$$

în care: E_i = (i=1÷2) debitul de extraabur preluat din evaporator. Eroarea de calcul este de 3÷6%. Autoevaporarea poate deveni însă importantă în anumite condiții de lucru(evaporare sub vid) și una dintre cele mai utilizate metode de calcul termic al instalației de evaporare este metoda lui Tiscenko. Această metodă pornește de la ipotezele simplificatoare:

- se neglijează pierderile de căldură în mediul ambiant;
- se neglijează pierderile de căldură sau gazele necondensabile evacuate din camera de încălzire a evaporatorului;
- se neglijează efectul de concentrare a soluției;
- se consideră variația liniară a căldurii specifice a soluției cu concentrația.

Cu notațiile din figura 7.3.5 și ecuațiile de bilanț termic scrise pentru fiecare evaporator, în condițiile fixate de metoda lui Tiscenko, debitul de abur primar introdus în primul evaporator este dat de relația:

$$D_1 = \frac{M_e - M_d \cdot y + E_1 m_1 + E_2 m_2 + E_3 m_3}{x} \qquad (7.3.20)$$

în care: M_e este debitul de solvent evaporat din întreaga instalație, kg/h;

M_d - debitul de soluție diluată inițială, kg/h;

E_i (i=1÷3) - debitul de extraabur preluat, kg/h;

$$y = 3\beta_1 + 2\beta_2 + \beta_3 \qquad (7.3.21)$$

$$x = 3 - 2\beta_2 - 2\beta_3 \qquad (7.3.22)$$

m_i $(i=1\div3)$ - coeficienţi a căror valoare depinde de numărul de evaporatoare şi arată creşterea necesarului de abur primar datorită folosirii unei părţi din vaporii secundari ca extraabur. Valorile acestor coeficienţi sînt prezentate în tabelul 7.3.5. [63,64].

Tabelul 7.3.5. Relaţii de calcul pentru coeficienţii m

Coeficientul	Numărul evaporatoarelor			
	2	3	4	5
m_1	1	$2 - \beta_3$	$3 - 2\beta_3 - 2\beta_4$	$4-3\beta_3-4\beta_4-3\beta_5$
m_2	-	1	$2 - \beta_4$	$3-2\beta_4-2\beta_5$
m_3	-	-	1	$2 - \beta_5$
m_4	-	-	-	1

După determinarea debitului de agent de încălzire introdus în în primul evaporator din relaţia 7.3.20, se determină pentru fiecare evaporator debitul de solvent evaporat(rel.7.3.18). In cazul în care aceste valori diferă de valorile determinate din bilanţul de materiale se reia calculul cu valorile calculate din bilanţul termic.

In practică pierderile de căldură în instalaţie nu se pot neglija şi în plus aburul folosit are o anumită umiditate şi de aceea debitul real de abur primar se consideră:

$$D_{1r} = \frac{(1,003\div1,05)\ D_1}{1-u} \quad kg/h \qquad (7.3.23)$$

în care: D_1 este debitul de abur calculat din relaţia 7.3.20, kg/h;
u - titlul aburului (dat în tema de proiectare).

7.3.6. CALCULUL SUPRAFETEI DE SCHIMB TERMIC A EVAPORATOARELOR.

Suprafaţa de transfer de căldură a camerei de încălzire a evaporatorului se determină din ecuaţia:

$$A = \frac{Q}{K.\Delta T_u} \quad , W \qquad (7.3.24)$$

în care: Q este fluxul termic transferat, W ;

K - coeficientul global de transfer de căldură, $W/m^2.K$;

ΔT_u - forţa motoare a transferului de căldură, ^oC.

Fluxurile termice se determină din ecuaţiile de bilanţ termic pentru fiecare evaporator, (7.3.12).

Coeficienţii globali de transfer de căldură se calculează pentru fiecare evaporator din relaţia:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{\delta_c}{\lambda_c} + \frac{1}{\alpha_2}} \qquad (7.3.25)$$

în care: α_1 - coeficient individual de transfer de căldură de la vapori de condensare la peretele ţevii, $W/m^2.K$;

α_2 - coeficient individual de transfer de căldură de la peretele ţevii la soluţia în fierbere, $W/m^2.K$;

δ, δ_c - grosimea peretelui ţevii, respectiv a stratului de crustă . Diametrul ţevilor camerei de încălzire a evaporatoarelor este determinat de vîscozitatea soluţiei prelucrate şi se alege în limitele 26 ÷ 108 mm din STAS 404/2-80. Se preferă utilizarea ţevilor trase fără sudură din oţel carbon sau din oţel inoxidabil în cazul soluţiilor agresive [63]. Grosimea stratului de crustă se admite între 0,5 ÷ ÷1 mm(valorile mai mari se recomandă pentru ultimul evaporator unde soluţia are concentraţie mai mare).

λ, λ_c - coeficientul de conductivitate termică al materialului din care es confecţionată ţeava şi respectiv al stratului de crustă, W/m.K [7].

Coeficientul global de transfer de căldură depinde de mai mulţi factori: proprietăţi fizice ale soluţiei care variază funcţie de concentraţie şi temperatură, adîncimea stratului de soluţie în evaporator, felul şi intensitatea circulaţiei soluţiei în evaporator, lungimea ţevilor utilajului şi înălţimea la care începe fierberea soluţiei, prezenţa depunerilor pe suprafeţele de încălzire.

Toţi aceşti factori determină variaţii mari ale coeficientului global de transfer de căldură care poate avea valori de la cîteva unităţi la cîteva mii de $W/m^2.K$.

Coeficientul individual de transfer de căldură la vapori în condensare, α_1, se calculează folosind relaţiile de la paragraful 7.6.4.1. Valorile coeficientului individual de transfer de căldură pentru vapori în condensare sînt influenţate de prezenţa gazelor

necondensabile care, prin formarea de pelicule pe suprafaţa de condensare, înrăutăţesc transferul de căldură. Chiar un procent mic de gaze necondensabile poate reduce sunstanţial coeficientul individual de transfer de căldură. De exemplu pentru un procent de 4% aer în vapori coeficientul individual de transfer de căldură la condensarea vaporilor scade cu 80%. Pentru a lua în considerare prezenţa gazelor necondensabile în vaporii care condensează se foloseşte coeficientul ε_g, care se determină funcţie de concentraţia gazelor necondensabile în vapori din fig.7.3.6. [7].

Fig.7.3.6. Variaţia coeficientului ε_g funcţie de concentraţia gazelor necondensabile în vapori.

Concentraţia gazelor necondensabile se admite 0,5÷1,5%, cu valori crescătoare de la primul la ultimul evaporator. Coeficientul individual de transfer de căldură de la vapori în condensare la perete se va considera:

$$\alpha_1' = \alpha_1 \cdot \varepsilon_g \qquad (7.3.26)$$

Transferul de căldură la fierberea soluţiilor nu este bine cunoscut din cauza numărului mare de parametri care influenţează fierberea şi a caracterului complicat al acesteia. Se cunoaşte mai bine fierberea apei pure. Pentru a calcula coeficientul individual de transfer de căldură de la peretele ţevii la soluţie există în literatura de specialitate relaţii de calcul care iau în considerare amplasarea şi poziţia suprafeţei de încălzire, viteza şi direcţia curentului de lichid, fluxul termic, temperatura soluţiei şi proprietăţile ei fizice.

Pentru fierberea în volum mare de soluţie se poate folosi ecuaţia criterială a lui Krujîlin:

$$Nu = 0{,}075\ \rho_r^{0,5} \cdot K_q^{0,7} \cdot K_u^{0,33} \qquad (7.3.27)$$

în care: $Nu = \dfrac{\alpha \cdot d}{\lambda}$ - criteriul Nusselt;

$K_q = \dfrac{P \cdot d^2 \cdot (\rho - \rho_v)}{\lambda \cdot \sigma \cdot \rho} \cdot q$ - criteriu ce caracterizează numărul de puncte de formare a bulelor de vapori;

$Pr = \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda}$ - criteriul Prandtl;

$K_u = \frac{\rho \cdot c_p \cdot \sigma}{\rho_v \cdot r \cdot P \cdot \delta} \cdot \frac{\rho}{\rho - \rho_v}$ - criteriu ce caracterizează frecvența de smulgere a bulelor;

$\delta = \sqrt{\frac{\sigma}{(\rho - \rho_v) g}}$ - mărime proporțională cu diametrul bulelor;

$P = \frac{r \cdot \rho_v}{T_v} \frac{\rho}{\rho - \rho_v}$ - diferența presiunii vaporilor față de temperatură pe linia de saturație;

T_v - temperatura de saturație a vaporilor, K;
ρ, ρ_v - densitatea soluției și a vaporilor, kg/m^3;
r - căldura de vaporizare, J/kg;
g - accelerația gravitațională, m/s^2;
σ - tensiunea superficială a lichidului, N/m;
λ - conductivitatea termică a lichidului, W/m.K;
η - vîscozitatea dinamică a lichidului, Pa.s;
c_p - căldura specifică a lichidului, J/kg.K;
Mărimile σ, η, λ, c_p se consideră la temperatura de fierbere a lichidului și se determină din tabele [4, 10].
q - încărcare termică, W/m^2.

Ecuația poate fi folosită în formele simplificate:

$$\alpha = C \cdot q^{0,7} \cdot p^{0,15}, \ W/m^2.K \qquad (7.3.28)$$

$$\alpha = C_1 \Delta T^{2,33} \cdot p^{0,5}, \ W/m^2.K \qquad (7.3.29)$$

în care: q este încărcarea termică a suprafeței de încălzire care, pentru evaporarea apei sau a soluțiilor apoase diluate cu circulație forțată sau naturală, se recomandă 94500 W/m^2, [7];

ΔT - diferența dintre temperatura peretelui și temperatura de fierbere a apei, ^oC;

p - presiunea la care are loc evaporarea, N/m^2;

C, C_1 - coeficienți dependenți de proprietățile soluției și ale suprafeței de schimb termic. Pentru soluții apoase $C = 3$ și $C_1 = 39$. In tabelul 7.3.6 sînt prezentate valorile coeficientului pentru diferite lichide.

Relațiile considerate sînt valabile pentru intervalul $0,2 \leq p < 100$ bar și circulație naturală.

Tabelul 7.3.6. Valoarea coeficientului φ pentru lichide şi soluţii.

Lichid sau soluţie	φ
Apă	1
Soluţie apoasă NaCl(9 %)	0,86
Soluţie apoasă NaCl(· 24 %)	0,62
Soluţie apoasă glicerină	0,83
Soluţie apoasă de zahăr (25 %)	0,57
Soluţie apoasă de Na_2SO_4	0,91
Benzol	0,31
Gazolină	0,27
Alcool etilic	0,45
Alcool metilic	0,36
Heptan	0,46

Coeficientul φ poate fi calculat din relaţia:

$$\varphi = \left(\frac{c_p}{c_{p\,apă}} \cdot \frac{\rho}{\rho_{apă}} \cdot \frac{\eta_{apă}}{\eta}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\lambda}{\lambda_{apă}}\right)^{0,6} \qquad (7.3.29)$$

[63]

Pentru evaporatoare tubulare în care fierberea are loc deasupra conductelor, coeficientul individual de transfer de căldură de la peretele ţevii la soluţie este dat de relaţia:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda} = 0,225 \left(\frac{c_p \cdot p \cdot d}{\lambda}\right)^{0,69} \cdot \left(\frac{p \cdot d \cdot \rho}{G \cdot \rho_v}\right)^{0,31} \qquad (7.3.30)$$

în care d este diametrul exterior al ţevilor, m [2].

Pentru fierberea soluţiilor în conducte, în timpul curgerii în film, pentru $10 \leq Re < 2.10^3$ se poate calcula coeficientul individual de transfer de căldură din relaţia:

$$Nu = 0,17\ Re^{0,33}\ Pr^{0,43}\ Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr}\right)^{0,25} \qquad (7.3.31)$$

iar pentru curgere turbulentă $10^4 < Re < 5.10^6$ din relaţia:

$$Nu = 0,021.\ Re^{0,8}\ Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr}\right)^{0,25} \qquad (7.3.32)$$

în care: $Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$; $Pr = \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda}$; $Re = \frac{dv\rho}{\eta}$; $Gr = g \frac{d^3 \beta \cdot \Delta t \cdot \rho}{\eta}$;

d - diametrul interior al conductei, m;

β - coeficientul de dilatare volumică a soluţiei, K^{-1};

ρ, η, c_p, λ - proprietăţile fizice ale lichidului la temperatura de fierbere;

M.A.Kicighin şi N.I.Tobilewicz au propus relaţia:

$$Nu = 4{,}41.10^{-3}\left(\frac{V_p}{K}\right)^{1,5}\left(\frac{\delta}{\sigma}\right)^{1,75} \qquad (7.3.33)$$

în care: $Nu = \frac{\alpha.\delta}{\lambda}$, $V_p = \frac{\rho}{\rho_v}$, $K = \frac{r}{c_p.\Delta t}$, $\delta = \sqrt{\frac{\sigma}{\rho}}$

Relaţia este valabilă în intervalul: $3{,}5.10^3 \leq q < 110.10^3$, W/m^2

$0{,}2.10^5 \leq p < 1{,}5.10^5$, Pa

$1{,}2 \leq l < 4$ m

Pentru fierberea soluţiilor în conducte verticale Sorokin propune relaţia:

$$\alpha = A \cdot q^{0,7} \cdot p^{0,4}\left(1 - m\frac{x_s}{100}\right) \qquad (7.3.34)$$

în care: A = 4,6 pentru ţevi de oţel curate şi netede şi

A = 3,0 pentru ţevi de oţel cu mici rugozităţi;

x_s - concentraţia gravimetrică a soluţiei, %;

p - presiunea din camera de vaporizare, at;

m - coeficient. Pentru cîteva soluţii apoase valorile coeficientului m sînt prezentate în tabelul 7.3.7.

Tabelul 7.3.7. Valorile coeficientul m pentru soluţii apoase.

Soluţia	Intervalul de concentraţie, % masă	m
Soluţie apoasă de zahăr	0 - 60	1,2
Soluţie de NaCl	0 - 25	1,8
Soluţie de KNO_3	0 - 40	0,4
Soluţie de NH_4NO_3	0 - 40	0,6
Soluţie de Na_2SO_4	0 - 10	0,85
Soluţie de glicerină	0 - 30	0,3

Relaţia este valabilă în domeniul:

$p = 0{,}5 \div 40$ at şi $q = 9304 \div 72106$ W/m^2.

Se pot folosi şi relaţiile:

$$\frac{\alpha}{\alpha_{apă}} = \left(\frac{\lambda}{\lambda_{apă}}\right)^{0,565} \cdot \left[\left(\frac{\rho}{\rho_{apă}}\right)^2 \cdot \frac{c_p}{c_{p\,apă}} \cdot \frac{\eta_{apă}}{\eta}\right]^{0,435} \qquad (7.3.35)$$

şi $$\frac{\alpha \cdot \delta}{\beta} = 3,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{q \cdot \delta}{r \cdot \gamma_v \cdot \lambda} \cdot c_p \cdot \gamma\right)^{0,6} \cdot \left(\frac{g \delta^3}{\vartheta^2}\right)^{0,125} \cdot \left(\frac{p \cdot \delta}{\sigma}\right)^{0,7} \qquad (7.3.36)$$

în care: γ, γ_v - greutatea specifică a soluţiei şi a vaporilor, N/m^3;

ϑ - vîscozitatea cinematică a soluţiei, m^2/s;

$\delta = \sqrt{\sigma/(\gamma - \gamma_v)}$ - parametru proporţional cu diametrul bulelor.

Considerînd că în ţevile camerei de încălzire a evaporatorului are loc o curgere bifazică şi se suprapun efectele fierberii şi convecţiei forţate, Kutadeladze recomandă, pentru calculul coeficientului individual de transfer de căldură la fierberea nucleică relaţia:

$$\alpha = \sqrt{\alpha_{fn}^2 + \alpha_{cf}^2} \quad , W/m^2.K \qquad (7.3.37)$$

în care: α_{fn}, - coeficient individual de transfer de căldură la fierberea nucleică în volum mare care poate fi calculat din relaţia lui Labuntov:

$$Nu_x = 0,125\ Re_x^{0,65}\ Pr^{1/3} \text{ pentru } Re_x \geq 0,01$$

$$Nu_x = 0,0625\ Re_x^{0,5}\ Pr^{1/3} \text{ pentru } Re_x < 0,01 \text{ în care:}$$

$$Re_x = \frac{q_s \cdot l_x}{r, \rho_v \cdot \vartheta_\ell}, \quad Nu_x = \frac{\alpha \cdot l_x}{\lambda_\ell}, \quad Pr = \frac{\vartheta_\ell}{a_\ell}, \quad l_x = \frac{c_{pl} \cdot \rho_\ell \cdot \sigma_\ell \cdot T_s}{(r \cdot \rho_v)^2}, \ m$$

ρ_ℓ, ϑ_ℓ, c_{pl}, λ_ℓ, a_ℓ, σ_ℓ - proprietăţile fizice ale lichidului la temperatura de fierbere, T_s;

ρ_v - densitatea vaporilor saturaţi uscaţi la temperatura de fierbere;

T_s - temperatura de fierbere în K.

Relaţiile lui Labuntov sînt valabile pentru: $0,86 \leq Pr < 7,6$, $10^{-5} \leq Re_x < 10^4$, $p = 0,045 \div 175$ bar.

α_{cf} se determină din relaţia(7.3.32).

Relaţia(7.3.37) este valabilă pentru domeniul p=1 ÷ 86 barr.

v_{fluid} = 0,2 - 6,7 m/s, conţinut de vapori în volum $\beta < 70\%$.

Valoarea coeficientului individual de transfer de căldură la fierberea soluţiilor depinde de poziţia suprafeţei de încălzire şi se găsesc în literatura de specialitate [63] relaţii de calcul pentru diferite variante constructive şi diferite poziţii ale camerei de încălzire a evaporatoarelor. Datorită numărului mare de mărimi ce intervin calculul coeficientului global de transfer de căldură se face prin încercări.

Ecuaţiile prezentate, după cum se specifică în literatura de specialitate, se pot folosi pentru evaluarea preliminară a coeficientului individual de transfer de căldură la fierberea soluţiei. Valorile exacte se pot determina numai prin măsurători experimentale.

O determinare rapidă şi corectă a coeficientului global de transfer de căldură în camera de încălzire a evaporatorului se poate realiza utilizînd metoda de calcul Newton-Raphson prezentată la capitolul 7.6.4.1.

Forţa motoare a transferului de căldură, ΔT_u, se determină din relaţia:

$$\Delta T_u = \Delta T_T - \Delta T_{neut} \qquad (7.3.38)$$

în care: ΔT_T - diferenţa totală de temperatură în instalaţia de evaporare, °C. Ea se calculează ca diferenţă între temperatura de condensare a vaporilor agentului termic în primul evaporator, T_{D1} şi temperatura vaporilor secundari ce pleacă din ultimul corp de evaporare, T_{13}:

$$\Delta T_T = T_{D1} - T_{13}, \ ^oC \qquad (7.3.39)$$

In instalaţia de evaporare această forţă motrice nu poate fi folosită integral datorită căderilor de temperatură neutile. Căderea de temperatură neutilă pe întreaga instalaţie de evaporare este suma depresiunilor fizico-chimice, hidrostatice şi hidraulice din cele trei evaporatoare:

$$\Delta T_{neut} = \sum_{i=1}^{3} \Delta_{1i} + \sum_{i=1}^{3} \Delta_{2i} + \sum_{i=1}^{3} \Delta_{3i} \qquad (7,3,40)$$

Depresiunea hidraulică a temperaturii, Δ_3, este cauzată de pierderile de presiune prin frecare şi rezistenţele locale de pe traseul de curgere a vaporilor secundari la trecerea acestora dintr-un corp de evaporare în altul. In calculele practice se poate admite o valoare de 1 K pentru depresiunea hidraulică [63, 64].

Forţa motoare utilă din instalaţia de evaporare trebuie repartizată pe corpurile de evaporare.

La proiectarea instalaţiilor de evaporare cu mai multe corpuri repartiţia diferenţei utile de temperatură se poate realiza în trei variante:

a) pentru o instalaţie cu evaporatoare cu suprafeţe de încălzire egale;

b) pentru o instalaţie cu suprafaţa totală de încălzire minimă;

c) pentru o instalaţie cu suprafaţa totală de încălzire minimă şi cu evaporatoare cu suprafeţe egale.

In prima variantă diferenţa utilă de temperatură pentru fiecare evaporator se determină din relaţia:

$$\Delta T_i = \frac{\Delta T_u \cdot \frac{Q_i}{K_i}}{\sum_{i=1}^{n} \frac{Q_i}{K_i}} \quad , \quad i = 1 \div n \qquad (7.3.41)$$

în care: Q_i este fluxul termic transferat în evaporatorul i(calculat din relaţia 7.3.12), W;

K_i - coeficientul global de transfer de căldură în evaporatorul i(calculat din relaţia 7.3.25), $W/m^2.K$;

ΔT_u - diferenţa utilă de temperatură din instalaţia de evaporare(conform relaţiei 7.3.38), K;

n - numărul de evaporatoare(n=3).

Pentru a doua variantă repartiţia diferenţei utile de temperatură din instalaţie pentru a avea o suprafaţă totală de încălzire minimă conduce la relaţia:

$$\Delta T_i = \frac{\Delta T_u \cdot \sqrt{\frac{Q_i}{K_i}}}{\sum_{i=1}^{n} \sqrt{\frac{Q_i}{K_i}}} \quad , \quad i = 1 \div n \qquad (7.3.42)$$

Corpurile de evaporare vor avea în acest caz dimensiuni diferite.

In cazul în care se urmăreşte obţinerea unei instalaţii cu suprafaţă totală de încălzire minimă cu corpuri de evaporare identice, diferenţa utilă de temperatură pentru un evaporator este:

$$\Delta T_i = \frac{\Delta T_u}{n} \qquad (7.3.43)$$

Comparînd cele trei variante de repartizare a diferenţei utile totale de temperatură pe evaporatoare s-a constatat că:

- modul cel mai raţional de repartizare a diferenţei utile de temperatură este pentru a obţine o instalaţie cu evaporatoare identice ceea ce uşurează şi simplifică montajul, exploatarea şi repararea instalaţiei;

- repartizarea diferenţei utile de temperatură în condiţiile obţinerii unei suprafeţe totale minime presupune fie folosirea de evaporatoare cu dimensiuni diferite fie folosirea unor evaporatoare identice, dar preluarea forţată a unei părţi din vaporii secundari ca extraabur.

Schema de calcul pentru o instalaţie reală de vaporizare cu efect multiplu:

a) din tema de proiectare se cunosc: debitul, concentraţia şi temperatura soluţiei diluate, concentraţia soluţiei finale, temperaturile soluţiei diluate la ieşirea din primul şi al doilea preîncălzitor, presiunea în camera de vaporizare a ultimului evaporator, presiunea şi umiditatea aburului primar;

b) se calculează presiunile din camerele de vaporizare ale evaporatoarelor(7.3.1);

c) din ecuaţia de bilanţ termic pe preîncălzitor se determină debitul de extraabur din primul evaporator(rel.7.3.2);

d) din ecuaţiile de bilanţ de materiale se determină debitul de solvent îndepărtat din instalaţie(7.3.4) şi debitele de solvent evaporat din fiecare evaporator(rel.7.3.6);

e) se determină concentraţiile intermediare ale soluţiilor ce ies din fiecare evaporator(7.3.7);

f) se calculează temperaturile de fierbere a soluţiilor în evaporatoare(rel.7.3.8);

g) se determină din tabele presiunile vaporilor de încălzire temperaturile de condensare a acestora şi entalpiile corespunzătoare, entalpiile vaporilor secundari şi se completează tabelul 7.3.3;

h) din ecuaţiile de bilanţ termic se determină fluxurile termice transferate în fiecare evaporator(7.3.12);

i) se calculează necesarul de abur primar pentru primul evaporator(rel.7.3.20);

j) se calculează debitele de solvent evaporat din fiecare evaporator(7.3.18) şi se compară cu valorile obţinute din ec.7.3.6. In cazul în care există diferenţe mari se reia calculul de la punctul e. cu valorile noi obţinute. De obicei o singură repetare

a calculului conduce la valori acceptabile;

k) se calculează suprafeţele de transfer de căldură a camerelor de încălzire a evaporatoarelor în varianta constructivă cu evaporatoare identice(7.3.24);

l) se compară diferenţele utile de temperatură determinate prin repartiţia diferenţei utile totale în condiţiile impuse la punctul k cu valorile calculate prin diferenţă între temperatura agentului de încălzire şi a vaporilor secundari din fiecare evaporator. In cazul unei diferenţe mari se reiau calculele cu o nouă repartiţie a presiunii în evaporatoare.

Posibilitatea folosirii tehnicii electronice de calcul pentru proiectare, a condus la apariţia modelelor matematice de funcţionare a instalaţiilor de evaporare cu mai multe trepte. Pentru o instalaţie de evaporare cu trei trepte şi circulaţie în echicurent este prezentată schema logică a programului de calcul a instalaţiei în fig.7.3.7.

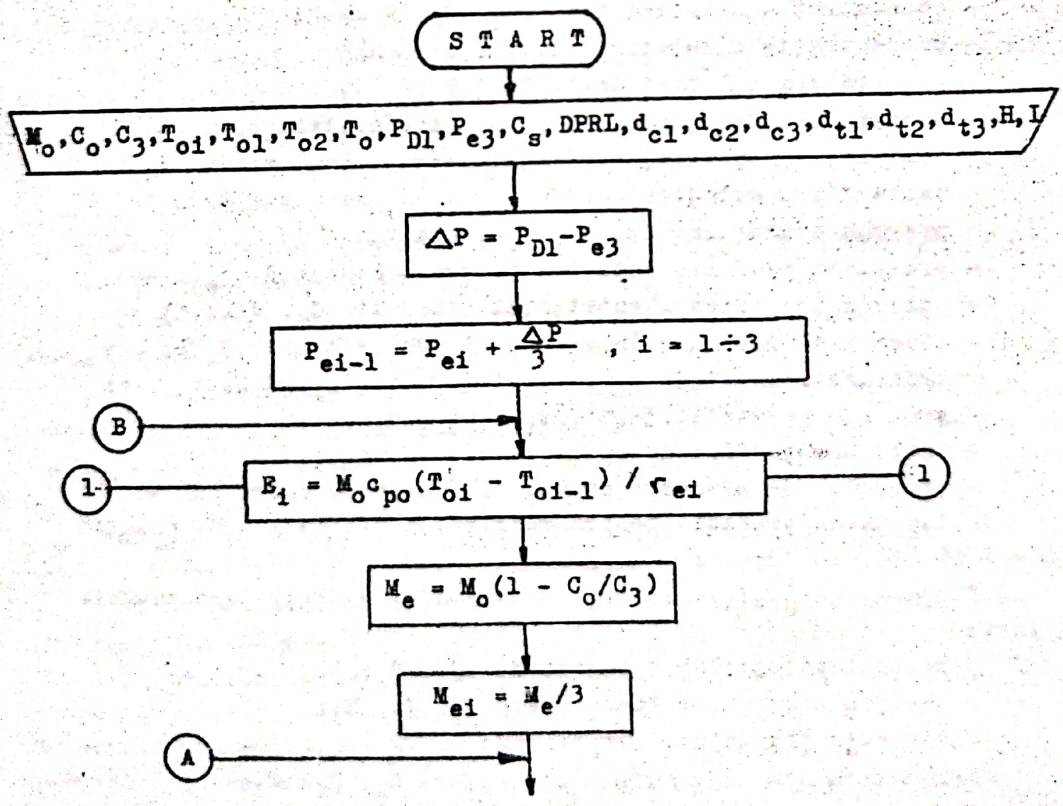
Datele iniţiale introduse:

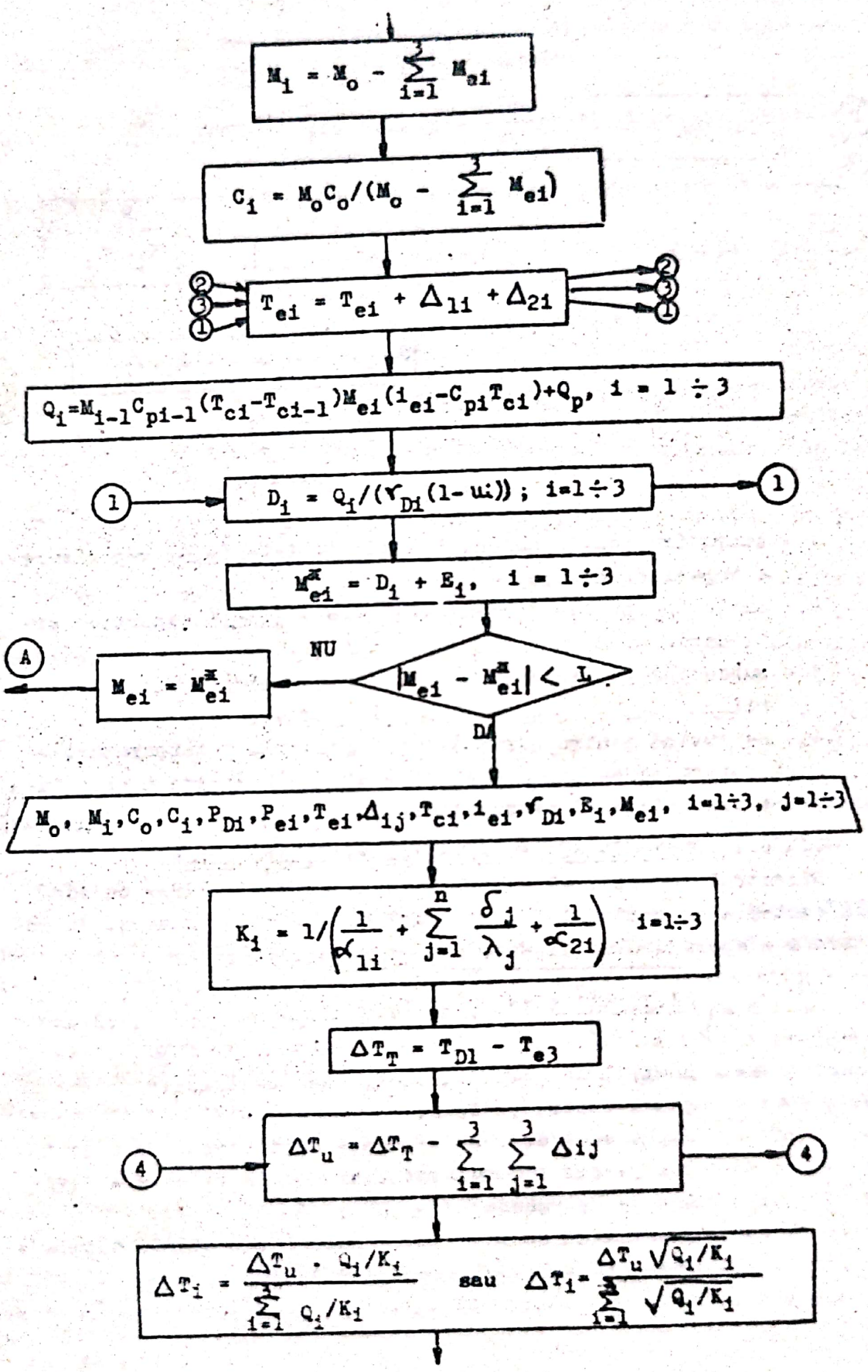
- debitul soluţiei diluate, M_o, kg/s;
- concentraţia soluţiei iniţiale, C_o, % masă;
- concentraţia soluţiei finale, C_3, % masă;
- temperatura soluţiei iniţiale, T_{oo}, °C;
- temperatura soluţiei după primul preîncălzitor, T_{o1}, °C;
- temperatura soluţiei după al doilea preîncălzitor, T_{o2}, °C;
- temperatura soluţiei după al treilea preîncălzitor, T_{o3}, °C;
- presiunea aburului primar, P_{D1}, ata;
- presiunea deasupra soluţiei în evaporatorul 3, P_{e3}, ata;
- căldura specifică a substanţei dizolvate C_s, J/kg.K;
- căderea de presiune în conductele de legătură, DPRL, ata;
- grosimea crustei de pe pereţii ţevilor d_{c1}, d_{c2}, d_{c3}, m;
- grosimea peretelui ţevii, d_{t1}, d_{t2}, d_{t3}, m;
- înălţimea ţevilor evaporatorului, H, m;
- procentul de pierderi de căldură în evaporator, PR, %;
- limita de precizie pentru rezolvarea sistemului de ecuaţii ($L = 1.10^{-2} \div 1.10^{-4}$).

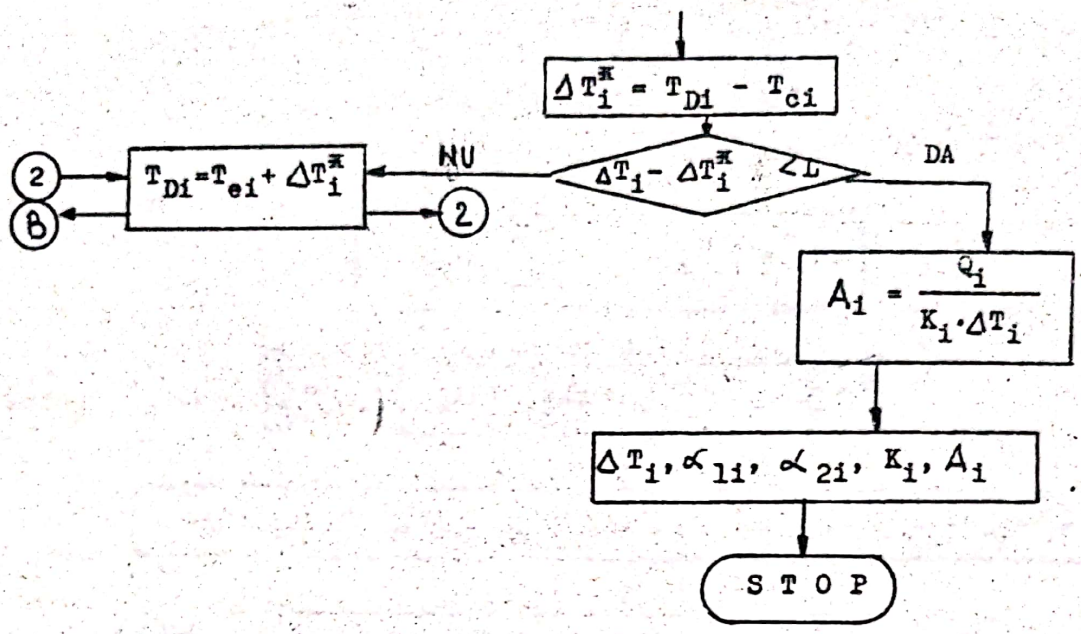
Cu aceste date prin rularea programului se obţin următoarele valori:

- debitul soluţiilor diluate, M_o, M_1, M_2;
- debitul soluţiilor concentrate M_1, M_2, M_3;
- concentraţia soluţiilor diluate C_o, C_1, C_2;
- concentraţia soluţiilor concentrate C_1, C_2, C_3;

- presiunile agentului de încălzire P_{D1}, P_{D2}, P_{D3};
- presiunile în camerele de vaporizare P_{e1}, P_{e2}, P_{e3};
- temperaturile în camerele de vaporizare T_{e1}, T_{e2}, T_{e3};
- depresiunile fizico-chimice a temperaturii, Δ_{11}, Δ_{12}, Δ_{13};
- depresiunile hidrostatice a temperaturii, Δ_{21}, Δ_{22}, Δ_{23};
- depresiunile hidraulice a temperaturii, Δ_{31}, Δ_{32}, Δ_{33};
- temperaturile de fierbere ale soluţiilor T_{c1}, T_{c2}, T_{c3};
- căldurile latente ale vaporilor secundari r_{e1}, r_{e2}, r_{e3};
- căldurile latente ale vaporilor de încălzire r_{D1}, r_{D2}, r_{D3}
- debite de extraabur E_1, E_2, E_3;
- debite de vapori secundari M_{e1}, M_{e2}, M_{e3};
- fluxuri termice transferate Q_1, Q_2, Q_3;
- forţe motoare ΔT_1, ΔT_2, ΔT_3;
- coeficienţi individuali de transfer de căldură pentru:
  - vapori de condensare α_{11}, α_{12}, α_{13};
  - lichide în fierbere α_{21}, α_{22}, α_{23};
- coeficienţi globali de transfer de căldură K_1, K_2, K_3;
- suprafaţa de transfer de căldură A_1, A_2, A_3.




$M_i = M_o - \sum_{i=1}^{3} M_{ei}$
$C_i = M_o C_o / (M_o - \sum_{i=1}^{3} M_{ei})$
$T_{ei} = T_{ei} + \Delta_{1i} + \Delta_{2i}$
$Q_i = M_{i-1} C_{pi-1} (T_{ci} - T_{ci-1}) M_{ei} (i_{ei} - C_{pi} T_{ci}) + Q_p, \; i = 1 \div 3$
$D_i = Q_i / (\gamma_{Di} (1 - u_i)) \; ; \; i = 1 \div 3$
$M^*_{ei} = D_i + E_i, \; i = 1 \div 3$
$|M_{ei} - M^*_{ei}| < L$
NU
$M_{ei} = M^*_{ei}$
A
DA
$M_o, M_i, C_o, C_i, P_{Di}, P_{ei}, T_{ei}, \Delta_{ij}, T_{ci}, i_{ei}, \gamma_{Di}, E_i, M_{ei}, \; i = 1 \div 3, \; j = 1 \div 3$
$K_i = 1 / \left(\frac{1}{\alpha_{1i}} + \sum_{j=1}^{n} \frac{\delta_j}{\lambda_j} + \frac{1}{\alpha_{2i}} \right) \quad i = 1 \div 3$
$\Delta T_T = T_{D1} - T_{e3}$
$\Delta T_u = \Delta T_T - \sum_{i=1}^{3} \sum_{j=1}^{3} \Delta ij$
$\Delta T_i = \frac{\Delta T_u \cdot Q_i / K_i}{\sum_{i=1}^{3} Q_i / K_i}$ sau $\Delta T_i = \frac{\Delta T_u \sqrt{Q_i / K_i}}{\sum_{i=1}^{3} \sqrt{Q_i / K_i}}$



1 - subrutină pentru calculul căldurii latente de vaporizare a vaporilor de apă.

2.- subrutină pentru determinarea temperaturii vaporilor secundari.

3 - subrutină pentru depresiunea fizico-chimică a temperaturii.

4 - subrutină pentru depresiunea hidraulică a temperaturii.

După determinarea suprafeţei camerei de încălzire a evaporatoarelor se dimensionează evaporatoarele.

7.3.6.1. DETERMINAREA DIAMETRULUI EVAPORATOARELOR.

Diametrul interior al evaporatorului cu ţevi scurte cu conductă centrală de recirculare este egal cu diametrul camerei de încălzire a evaporatorului şi este dat de relaţia:

$$D = \sqrt{\frac{1,27\ nt^2 \sin\alpha}{\varphi} + (d_c + 2t)^2},\ m \qquad (7.3.44)$$

în care: n este numărul de ţevi din camera de încălzire;

t - pasul dintre ţevi, m;

α - unghi care depinde de modul de distribuţie a ţevilor pe placa tubulară(pentru o distribuţie a ţevilor pe hexagoane este 60°);

φ - coeficient de folosire a suprafeţei plăcii tubulare care are valori între $0,7 \div 0,9$;

d_c - diametrul interior al conductei de recirculare, m.

Numărul de ţevi din camera de încălzire a evaporatorului se calculează din suprafaţa de încălzire majorată:

$$n = \frac{A_{maj}}{\pi . d . H} \qquad (7.3.45)$$

în care: $A_{maj} = (1,1 \div 1,2)A$, m^2 - este suprafaţa majorată a camerei de încălzire;

A - suprafaţa de transfer de căldură determinată din relaţia 7.3.24, m^2;

d - diametrul ţevii evaporatorului considerat de partea coeficientului individual de transfer de căldură cel mai mic(pentru valori puţin diferite ale coeficienţilor individuali de transfer de căldură se consideră diametrul mediu al conductei),[11], m,(adoptat la paragraful 7.3.6);

H - înălţimea ţevilor evaporatorului, m (adoptată la paragraful 7.3.4.5).

Pasul dintre ţevi, t, ia valori funcţie de modul de fixare a ţevilor pe placa tubulară(mandrinare, sudură, lipire) şi de modul de repartiţie a ţevilor pe placa tubulară(pe hexagoane concentrice, pe cercuri concentrice, etc).

In practică se foloseşte mai frecvent fixarea ţevilor pe placa tubulară prin mandrinare şi o distribuţie a ţevilor pe hexagoane concentrice(în acest caz distribuţia ţevilor este mai uniformă) iar pasul se consideră:

$$t = (1,23 \div 1,35)d_{ext} \text{ , m} \qquad (7.3.46)$$

în care: d_{ext} este diametrul exterior al ţevii, m.

Diametrul conductei centrale de recirculaţie se determină din secţiunea conductei de recirculaţie care se consideră 15 ÷ 20% din secţiunea totală a ţevilor, astfel încît viteza de circulaţie a soluţiei să fie 0,4 ÷ 0,5 m/s [7, 63].

Se recomandă ca după calcularea numărului de ţevi a evaporatorului, a diametrului conductei de recirculare şi a diametrului camerei de încălzire, să se reprezinte distribuţia ţevilor pe placa tubulară, la o scară adecvată pentru un format A_4.

Alimentarea camerei de încălzire cu agent termic se poate realiza printr-un singur racord, pentru diametre mici ale evaporatorului, sau prin mai multe racorduri dispuse pe circumferinţă şi la diferite înălţimi ale camerei de încălzire. O repartiţie cît mai uniformă a agentului de încălzire în camera de încălzire a evapo-

ratoarelor cît şi evitarea "şocului termic" pe fascicolul de ţevi se realizează prin canale de curgere a vaporilor în camera de încălzire [11, 63]. Aceste canale, fig.7.3.7 reduc suprafaţa de transfer de căldură a camerei de încălzire, dar măresc cu 15÷20% eficienţa transferului de căldură.

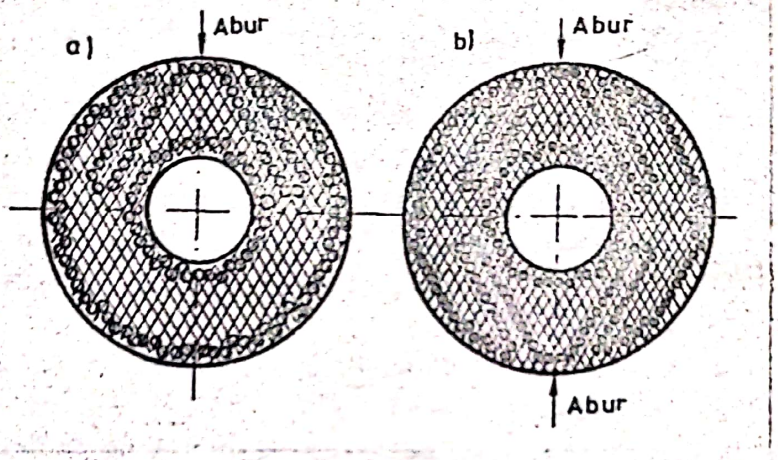


Fig.7.3.7. Distribuţia vaporilor de încălzire în interiorul camerei de încălzire a evaporatorului; a. o singură intrare a aburului; b. două intrări ale aburului.

7.3.6.2. DETERMINAREA INALTIMII EVAPORATORULUI.

Înălţimea evaporatorului este egală cu suma dintre înălţimea camerei de încălzire şi înălţimea camerei de vaporizare:

$$H_T = H + H_v, \ m \qquad (7.3.47)$$

Înălţimea camerei de încălzire este egală cu înălţimea ţevilor(§ 7.3.4.5) plus înălţimea fundului evaporatorului care se determină din STAS 7949-67.

Înălţimea camerei de vaporizare se determină din condiţia de separare a picăturilor de soluţie antrenate din vaporii secundari. Pentru a evita antrenarea picăturilor de soluţie viteza vaporilor secundari nu trebuie să depăşească viteza de antrenare a particulelor. Înălţimea camerei de vaporizare se determină din relaţia:

$$H_v = \frac{M_e}{q}, \ m \qquad (7.3.48)$$

în care: M_e - debit de solvent evaporat, kg/h;

q - sarcina termică a spaţiului de vaporizare, kg/m.h. Pentru evaporatoare cu camere de încălzire interioară valorile sarcinii termice se determină din nomograma 7.3.9 [63] funcţie de presiunea vaporilor secundari şi de viteza de ieşire din ţevi. Viteza vaporilor secundari la ieşirea din ţevi se poate calcula din relaţia:

$$w_v = \frac{4 \cdot M_e}{\pi \cdot d_i^2 \cdot n \cdot \rho_v}, \ m/s \qquad (7.3.49)$$

în care: M_e - debit de solvent evaporat, kg/s;

d_i - diametrul interior al ţevilor camerei de încălzire;

ρ_v - densitatea vaporilor la presiunea din camera de vaporizare, kg/m^3;

n - numărul de ţevi ale camerei de încălzire.

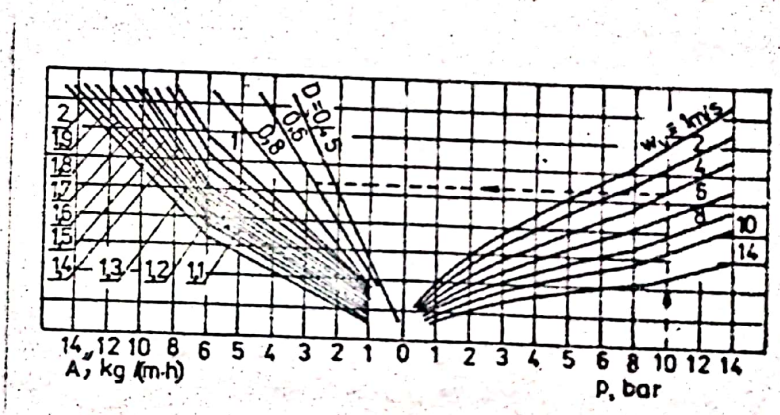


Fig.7.3.9. Nomograma pentru determinarea sarcinii termice a camerei de vaporizare.

Vaporii care părăsesc evaporatorul trebuie să fie uscaţi mai ales în instalaţiile de evaporare cu efect multiplu cînd sînt utilizaţi ca agent de încălzire într-un alt evaporator. Prezenţa soluţiei în vaporii secundari care părăsesc evaporatorul conduce la depuneri de crustă pe suprafaţa de încălzire şi reducerea coeficientului global de transfer de căldură. Pentru ca vaporii secundari ce ies din evaporator să fie uscaţi se folosesc separatoare speciale (dintre care cele mai simple au forma de ecrane deflectoare)[7, 11, 63] amplasate la distanţa de (0,35÷0,5)D de vîrful evaporatorului.

Pentru a putea urmări desfăşurarea fierberii evaporatoarele sînt prevăzute cu ferestre şi lămpi de control.

7.3.6.3. DIMENSIONAREA RACORDURILOR EVAPORATORULUI.

Racordurile evaporatorului(fig.7.3.2) se dimensionează conform indicaţiilor de la capitolul 7.9.

7.3.6.4. SPRIJINIREA EVAPORATOARELOR.

Pentru sprijinirea evaporatoarelor se folosesc suporturi laterale a căror dimensiuni se determină din STAS 5455-82.

7.3.6.5. IZOLAREA TERMICA A UTILAJULUI.

Deoarece temperatura peretelui exterior al evaporatorului depăşeşte 50°C, pentru reducerea pierderilor de căldură în mediul ambiant, evitarea accidentelor de muncă prin arsuri termice şi asigurarea unui microclimat corespunzător în instalaţie, evaporatoarele vor fi prevăzute cu izolaţie termică. Determinarea grosimii izolaţiei termice se face conform indicaţiilor de la cap.7.11.

Scanned with OKEN Scanner

7.4. DIMENSIONAREA USCATOARELOR.

Uscarea materialelor în strat fluidizat s-a extins în ultima vreme datorită avantajelor pe care le are, cum ar fi:

- desfăşurarea intensivă a transferului de căldură şi de masă datorită turbulenţei şi suprafeţei mari de contact dintre faze;
- timp redus de uscare în raport cu uscătoarele convenţionale;
- temperatură uniformă şi controlabilă a fazelor;
- posibilitatea combinării proceselor în uscător: materialul uscat poate fi antrenat pneumatic, amestecat, sortat sau răcit, prin utilizarea mai multor trepte;
- posibilitatea automatizării practic complete a procesului;
- dimensiuni reduse şi construcţie compactă.

7.4.1. ALEGEREA METODEI DE USCARE SI A TIPULUI DE USCATOR.

Diversitatea aplicaţiilor şi a sistemelor utilizate în fluidizare a condus la dezvoltarea unei game variate de aparate de fluidizare cu detalii caracteristice [73]. In tabelul 7.4.1 se prezintă instalaţiile de uscare în strat fluidizat şi criteriile de clasificare.

Faţă de uscătoarele cu acţiune discontinuă sau semicontinuă cele cu acţiune continuă au următoarele avantaje:

- umiditatea materialului şi parametrii agentului de uscare sînt constanţi în timp în fiecare zonă a uscătorului;
- utilizarea mai completă a volumului uscătorului;
- posibilitatea automatizării procesului şi reglării parametrilor;
- pierderi de căldură reduse;
- productivitate mare.

Dezavantajele mai importante sînt încălzirea şi uscarea neuniformă a materialului.

La uscătoarele cu regim constant, temperatura, umiditatea şi viteza agentului de uscare la intrarea în strat sînt constante. Deşi au o construcţie simplă şi o exploatare avantajoasă, nu pot fi utilizate pentru cantităţi mari de materiale.

In uscătoarele cu regim variabil, parametrii de bază se modifică după evoluţia procesului şi de aceea reglarea lor se face în trepte.

In cele cu regim ciclic(oscilant), materialul se încălzeşte şi se răceşte periodic. Uscătoarele cu regim ciclic se recomandă pentru produse alimentare.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 7.4.1. Clasificarea instalaţiilor de uscare

Criteriul de clasificare	Tipul instalaţiei de uscare
Regimul de lucru.	a. Cu acţiune periodică. b. Cu acţiune continuă. c. Cu acţiune semi-continuă.
Regimul de uscare.	a. Cu regim constant. b. Cu regim variabil. c. Cu regim ciclic(oscilant) .
Forma materialului supus uscării.	a. Pentru materiale granulare. b. Pentru materiale sub formă de pastă. c. Pentru lichide(soluţii, suspensii).
Modul de transfer de căldură.	a. Prin convecţie. b. Prin conductivitate termică. c. Combinat(convecţie şi conductivitate termică). d. Prin radiaţie.
Tipul constructiv.	a. Cameră. b. Conveier(bandă rulantă). c. Rotativă. d. Cu şnec. e. Vibratoare.
Amestecarea materialului.	a. Cu amestecare spontană. b. Cu amestecare forţată.
Numărul şi forma camerelor de uscare.	a. Cu una sau mai multe camere. b. Camere de formă cilindrică, conică, cilindro-conică, prismatică etc.

In uscătoarele conveier, materialul supus uscării se alimentează pe o bandă rulantă în formă de plasă sub care se introduce agentul de uscare. La uscătoarele rotative se prevăd agitatoare cu paletă care amestecă continuu sau periodic materialul din strat. In uscătoarele cu şnec, stratul fluidizat este realizat în canale cu plase în care se introduce un transportor elicoidal pentru amestecarea şi deplasarea materialului. Deşi la aceste uscătoare se

uniformizează fluidizarea, construcţia şi exploatarea lor este costisitoare. La uscătoarele vibratoare-numite şi uscătoare cu strat vibrofluidizat- se combină tehnologia unui transportor oscilant cu aceea a unui uscător cu strat fluidizat. Utilajul constă în esenţă dintr-o sită vibratoare dedesubtul căreia se suflă agentul de uscare. Materialul solid este fluidizat de agentul de uscare şi transportat de la alimentare spre evacuare datorită vibraţiilor. Uscătoarele cu strat vibrofluidizat se recomandă pentru materiale aderente sau cu tendinţă de aglomerare şi pentru sisteme polidisperse.

Uscătoarele de tip cameră sînt cele mai răspîndite pentru că se pot adapta la condiţii variate de uscare cum ar fi:

- funcţionare continuă, discontinuă sau semi-continuă;
- productivitate variabilă, în funcţie de volumul camerei;
- uscare în regim constant, variabil sau ciclic;
- amestecare spontană, datorită turbulenţei creată de agentul de uscare, sau forţată, prin introducerea unui agitator;
- uscarea într-un singur strat(într-o singură treaptă) sau în mai multe straturi(trepte); între trepte materialul poate fi amestecat forţat, încălzit sau răcit;
- materialul de uscat poate fi monodispers sau polidispers şi de natură diferită: var, calcar, dolomit, marnă de ciment, cărbune, carbonat de calciu, produse chimice cristaline, polimeri(polietilenă, policlorură de vinil), etc.

In cadrul acestui capitol se descrie dimensionarea unui uscător cu strat fluidizat de tip cameră de formă cilindrică, reprezentat în figura 7.4.1.

Se adoptă uscarea cu regim constant, respectiv temperatura, umiditatea şi viteza agentului de uscare la intrarea în strat sînt constante.

7.4.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE.

Pentru camera propriu-zisă materialul de construcţie se alege în funcţie de agresivitatea chimică a materialului din uscător, de temperatură şi de indicii de calitate impuşi produsului. Se consultă manualele şi îndrumarele de coroziune şi apoi se adoptă materialul din tabelul 12.4. Dacă se adoptă tablă din oţel grosimea acesteia se ia 2÷3 mm pentru temperaturi joase($\simeq 200^{\circ}C$) şi de 5÷6 mm pentru temperaturi mai ridicate şi diametre mari a camerei uscătorului. In cazul temperaturilor mai mari de $800^{\circ}C$ uscătorul poate fi căptuşit cu cărămidă refractară. Izolaţia termică se face, în funcţie de temperatură cu materiale termoizolante alese din tabelul 7.11.1.

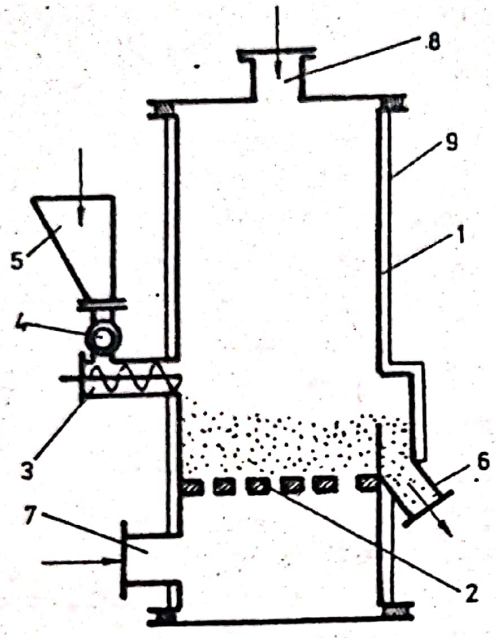


Fig.7.4.1.
Uscător cu strat fluidizat: 1- cameră cilindrică; 2- distribuitor pentru agentul de uscare; 3- alimentator cu şnec; 4- dozator celular; 5- buncăr pentru material umed; 6- racord pentru evacuarea produsului; 7- racord de intrare a agentului de uscare; 8- racord pentru evacuarea agentului de uscare; 9- izolaţie termică.

Distribuitorul pentru agentul de uscare poate fi din acelaşi material ca şi camera. Pentru temperaturi mai mari de 300°C se utilizează oţel refractar turnat sau laminat. Tot pentru temperaturi înalte sau pentru economisirea oţelului refractar, se poate utiliza beton refractar avînd în orificii ţevi scurte din oţel refractar de diametre corespunzătoare. In cazul utilizării oţelurilor refractare, partea inferioară a uscătorului se execută demontabil în planul imediat superior distribuitorului, pentru a se putea curăţi uşor, fără a mai aştepta răcirea uscătorului [71].

7.4.3. BILANTURI DE MATERIALE.

Din bilanţurile de materiale se urmăreşte calcularea debitului de produs, M_2, debitul de umiditate îndepărtată W şi debitul de aer L, necesar pentru uscare.

7.4.3.1. ECHILIBRUL MATERIAL UMED - AER.

Din studiul echilibrului material umed-aer se determină umiditatea de echilibru a materialului în contact cu aerul de diferite temperaturi şi umidităţi relative. Cunoaşterea umidităţii de echilibru este importantă deoarece ea reprezintă limita inferioară a umidităţii materialului în contact cu aerul de o anumită temperatură şi umiditate relativă. Uscarea materialului pînă la o umiditate mai mică decît aceea de echilibru în contact cu aerul atmosferic este inutilă dacă produsul urmează să fie depozitat în contact cu atmosfera;

el va adsorbi umiditatea pînă la noile condiţii de echilibru.

Umiditatea de echilibru a materialelor în contact cu aerul de diferite temperaturi şi umidităţi relative se determină experimental. Prin generalizarea datelor experimentale s-au obţinut şi relaţii empirice de calcul a umidităţii de echilibru; Lîkov dă următoarea relaţie empirică:

$$w_e = \frac{a\varphi}{b - \varphi}, \qquad (7.4.1)$$

care necesită cunoaşterea constantelor a şi b. Pentru o temperatură fixată a aerului constantele a şi b se pot afla din două determinări experimentale. In continuare se dau valori pentru φ între 0 şi 1 şi se calculează umiditatea de echilibru.

Pentru materiale neporoase şi nehigroscopice umiditatea de echilibru este practic nulă, indiferent de parametrii aerului [30].

7.4.3.2. STABILIREA PARAMETRILOR AERULUI.

In cazul utilizării aerului ca agent de uscare, trebuie să se cunoască parametrii săi înainte de intrarea în calorifer, la intrarea în uscător şi la ieşirea din uscător.

La varianta normală de uscare în calorifer intră aer atmosferic; temperatura sa T_o şi umiditatea relativă φ_o se aleg din îndrumare pentru zona geografică unde urmează să fie amplasată instalaţia [7- tab.XL].

Conţinutul de umiditate x_o şi entalpia I_o a aerului atmosferic se calculează. Iarna, cînd T_o este mai mic, scade şi I_o şi, prin urmare, se consumă mai multă căldură la calorifer pentru încălzirea aerului. Vara x_o este mai mare şi debitul de aer necesar pentru uscare rezultă mai mare. Din aceste motive, debitul ventilatorului şi puterea motorului se calculează pentru condiţiile de vară, iar necesarul de căldură la calorifer se calculează pentru condiţiile de iarnă.

Temperatura aerului T_1, după calorifer se admite în funcţie de stabilitatea termică a materialului. In uscătorul cu strat fluidizat durata de contact dintre material şi aer este relativ mică, ceea ce face posibilă alegerea unei temperaturi mai mari a agentului de uscare chiar pentru materiale termodegradabile.

In varianta normală de uscare conţinutul de umiditate x_1 a aerului la ieşirea din calorifer este egal cu x_o - conţinutul de umiditate a aerului atmosferic.

Cunoscînd x_1 şi T_1 se calculează, sau se citesc pe diagrama

I - x, umiditatea relativă φ_1 şi entalpia aerului I_1, (vezi diagrama din anexa 14).

Temperatura T_2 şi umiditatea relativă φ_2 a aerului la ieşirea din uscător se admit de obicei din date experimentale. Avînd în vedere că în cazul uscării materialelor nepoaroase temperatura acestora la ieşirea din uscător este apropiată de temperatura termometrului umed, se va lua temperatura T_2 cu $5 \div 10^{o}C$ mai mare; se presupune, la început, că uscătorul este teoretic ($I_1 = I_2$) şi se află din diagrama I-x, (anexa 14) temperatura termometrului umed apoi se ia T_2 cu $5-10^{o}C$ mai mare. Se află de asemenea din diagramă conţinutul de umiditate x_2 al aerului la ieşirea din uscător.

7.4.3.3. <u>CALCULUL DEBITULUI DE AER NECESAR PENTRU USCARE</u>.

Debitul L de aer uscat necesar pentru uscare se calculează cu relaţia:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_o} \quad , \quad kg/s \qquad (7.4.2)$$

unde W este debitul de umiditate îndepărtată din material, kg/s;

x_o - conţinutul de umiditate a aerului atmosferic (calculat pentru condiţiile de vară), kg/kg;

x_2 - conţinutul de umiditate a aerului la ieşirea din uscător, kg/kg.

W se calculează pe baza ecuaţiei bilanţului de materiale de la uscare:

$$W = M_1 \frac{1 - w_1}{w_1 - w_2} \quad , \quad kg/s \qquad (7.4.3)$$

unde: M_1 este debitul de material umed supus uscării, kg/s;

w_1 şi w_2 - umiditatea iniţială şi finală a materialului în fracţii de masă.

Se calculează ℓ - consumul specific de aer:

$$\ell = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_o} \quad , \quad \frac{\text{kg aer uscat}}{\text{kg umiditate}} \qquad (7.4.4)$$

Se calculează debitul volumic de aer pentru condiţiile de regim termic din uscător:

$$M_v = \frac{L}{\rho} \quad , \quad m^3/s \qquad (7.4.5)$$

unde: $$\rho = 1{,}293 \frac{T}{273} \quad , \quad kg/m^3 \qquad (7.4.6)$$

este densitatea aerului la temperatura sa medie în uscător.

7.4.4. CALCULUL TIMPULUI MEDIU DE STATIONARE A MATERIALULUI IN USCATOR.

Deoarece uscarea mediilor neporoase(granule de polimeri, substanţe cristaline) poate fi considerată ca un proces în care difuziunea externă este treapta determinantă de viteză, se aşimilează uscarea unei granule cu un sistem de reacţie gaz-solid în care treapta determinantă de viteză este difuziunea prin filmul de gaz. Pentru un astfel de sistem conversia este definită prin relaţia:

$$\frac{t}{t_o} = X_B \qquad (7.4.7)$$

în care: t este timpul necesar pentru atingerea conversiei X_B a reactantului B dintr-o singură granulă;

t_o - timpul pentru conversia completă(X_B=1) a reactantului B dintr-o singură granulă.

Extinzînd relaţia(7.4.7) pentru uscare, se poate scrie:

$$\frac{t_u}{t_u^o} = \eta_u \qquad (7.4.8)$$

unde: t_u este timpul de uscare a unei singure particule pînă la randamentul η_u;

t_u^o - timpul necesar uscării particulei pînă la umiditatea de echilibru în condiţiile din uscător.

Se face următoarea subliniere:

Prin analogie cu conversia unui reactant, randamentul uscării poate fi scris în funcţie de numărul de moli de apă $a^o_{H_2O}$ din materialul iniţial şi n_{H_2O} din produs:

$$\eta_u = \frac{n^o_{H_2O} - n_{H_2O}}{n^o_{H_2O}} \qquad (7.4.9)$$

sau înmulţind cu masa molară a apei şi împărţind numărătorul şi numitorul cu masa substanţei absolut uscate se obţine [71]:

$$\eta_u = 1 - \frac{w_2'}{w_1'} \qquad (7.4.10)$$

In relaţia(7.4.10) w_1' şi w_2' reprezintă concentraţia umidităţii iniţiale şi finale a materialului în kg apă/kg material anhidru.

Dacă se priveşte separat relaţia(7.4.8) ar însemna că atunci cînd t_u tinde la t_u^o randamentul uscării η_u tinde la 1. Comparînd

cu relaţia (7.4.10) acest lucru este posibil cînd $w_2' = w_e = 0$, respectiv cînd t_u^o este timpul necesar uscării complete a particulei(umiditatea de echilibru w_e=0).

După cum s-a menţionat mai înainte, pentru materiale neporoase şi nehigroscopice umiditatea de echilibru este practic nulă, indiferent de parametrii aerului, [30]. Prin urmare ecuaţia(7.4.8) poate fi folosită sub forma ecuaţiei(7.4.10).

Pentru procesul de uscare, t_u trebuie să fie mai mic sau cel mult egal cu timpul de staţionare a particulei în uscător. In cazul uscătorului cu strat fluidizat la care nu are loc antrenare de solide, durata staţionării în strat nu este aceeaşi pentru toate particulele şi, prin urmare, trebuie să se calculeze un randament mediu de uscare $\bar{\eta}_u$. Astfel, în funcţie de fracţia de umiditate rămasă, se poate scrie pentru materialul solid care părăseşte uscătorul următoarea ecuaţie de bilanţ:

$$\left(\begin{array}{l}\text{Valoarea medie a fracţiei}\\ \text{de umiditate rămasă}\end{array}\right) = \sum_{\substack{\text{Particule de}\\ \text{toate}\\ \text{vîrstele}}} \left(\begin{array}{l}\text{fracţia de umiditate}\\ \text{rămasă cu particule}\\ \text{care staţionează în}\\ \text{uscător un timp cuprins}\\ \text{între t şi t+dt}\end{array}\right) x$$

$$x \left(\begin{array}{l}\text{fracţia din particulele}\\ \text{ieşite care au staţionat}\\ \text{în uscător un timp cuprins}\\ \text{între t şi t+dt}\end{array}\right)$$

sau :

$$1 - \bar{\eta}_u = \int_0^{\infty} (1 - \eta_u).\ E_{(t)}\ .dt \qquad (7.4.11)$$

In cazul cînd o particulă rămîne în uscător un timp mai mare decît cel necesar pentru uscarea completă a acelei particule, rezultă că η_u este mai mare decît 1. Deoarece această situaţie nu are semnificaţie fizică η_u va trebuie să rămînă egal cu 1 la timpi de staţionare ai particulelor mai mari decît t_u^o. Pentru aceasta se modifică limitele la relaţia(7.4.11):

$$1 - \bar{\eta}_u = \int_0^{t_u^o} (1 - \eta_u)\ E_{(t)}.\ dt \qquad (7.4.12)$$

unde: $E_{(t)}$ este distribuţia vîrstelor la ieşirea din uscător, exprimată în unităţi de timp.

In cazul curgerii cu amestecare perfectă a solidelor avînd

un timp mediu de staţionare $\bar{t}$, distribuţia vîrstelor este:

$$E_{(t)} = \frac{e^{-\frac{t}{\bar{t}}}}{\bar{t}} \qquad (7.4.13)$$

Tinînd cont de ecuaţia(7.4.8) şi ecuaţia(7.4.13) se scrie ecuaţia (7.4.12) sub forma:

$$1 - \bar{\eta}_u = \int_0^{t_u^o} \left(1 - \frac{t}{t_u^o}\right) \cdot \frac{e^{-\frac{t}{\bar{t}}}}{\bar{t}} \cdot dt \qquad (7.4.14)$$

care după integrare prin părţi conduce la soluţia:

$$\bar{\eta}_u = \frac{\bar{t}}{t_u^o}\left(1 - e^{-\frac{t_u^o}{\bar{t}}}\right) \qquad (7.4.15)$$

La sistemele cu reacţie gaz-solid se presupune cunoscut $\bar{t}$ şi t_u^o şi, cu ecuaţia(7.4.15), se calculează conversia.

In continuare, pentru procesul de uscare, se presupune cunoscut t_u^o -timpul necesar uscării complete a unei particule; cu ecuaţia(7.4.10) se calculează $\bar{\eta}_u$, iar cu ecuaţia (7.4.15) se va calcula $\bar{t}$- timpul mediu de staţionare a materialului în uscător.

Pentru a calcula $\bar{t}$ se retranscrie ecuaţia(7.4.15) sub forma:

$$f(\bar{t}) = \bar{\eta}_u - \frac{\bar{t}}{t_u^o}\cdot\left(1 - e^{-\frac{t_u^o}{\bar{t}}}\right) = 0 \qquad (7.4.16)$$

care se rezolvă prin metoda convergenţei Newton-Raphson:

- primul pas al convergenţei constă în calcularea derivatei funcţiei $f(\bar{t})$:

$$f'(\bar{t}) = \left(\frac{1}{\bar{t}} - \frac{1}{t_u^o}\right)\cdot e^{-\frac{t_u^o}{\bar{t}}} - \frac{1}{t_u^o} \qquad (7.4.17)$$

- relaţia de convergenţă a metodei este:

$$\bar{t}_2 = \bar{t}_1 - \frac{f(\bar{t}_1)}{f'(\bar{t}_1)} \qquad (7.4.18)$$

unde: $\bar{t}_1$ este prima valoare propusă pentru timpul mediu de staţionare;

$\bar{t}_2$ - următoarea valoare care trebuie propusă.

- pentru valoarea $\bar{t}_1$ propusă se calculează $f(\bar{t})$ şi $f'(\bar{t})$ şi $\bar{t}_2$. Dacă $\bar{t}_2 \neq \bar{t}_1$ respectiv $f(\bar{t}) \neq 0$ calculul se reia propunînd pentru timp valoarea $\bar{t}_2$ ş.a.m.d. Valoarea timpului pentru care $f(\bar{t}) = 0$ reprezintă timpul mediu de staţionare a materialului în uscător.

7.4.5. CALCULUL VITEZEI DE FLUIDIZARE

Viteza de fluidizare v, sau viteza de lucru se calculează cu relaţia:

$$v = k \cdot v_m \qquad (7.4.19)$$

în care: k este factorul de fluidizare, cu valori între 1 şi 3(de regulă se consideră 2 ca valoare optimă);

v_m - este viteza minimă de fluidizare. Aceasta se poate calcula cu una din expresiile din tabelul 7.4.2, deduse prin egalarea căderii de presiune- calculată pentru diferite condiţii de curgere- cu căderea de presiune prin stratul fluidizat.

In relaţiile din tabelul 7.4.2, mărimile au următoarea semnificaţie: Ar - criteriul lui Arhimede;

v_m - viteza minimă de fluidizare, m/s;

ρ_D, ρ_c - densitatea fazei solide dispersate, respectiv a gazului, kg/m^3;

η_c - vîscozitatea gazului, Pa.s(densitatea şi vîscozitatea gazului se calculează la temperatura de ieşire din strat);

d - diametrul particulelor solide dispersate, m;

f_s - factorul de formă sau sfericitate(v.tabelul 7.4.3);

ε_m - porozitatea stratului la începutul fluidizării; ea este ceva mai mare decît porozitatea stratului fix şi poate fi estimată din date statistice referitoare la împachetarea granulelor în strat şi, evident, este mai bine să fie determinată experimental. Pe baza datelor experimentale ε_m este dat în tabelul 7.4.4, pentru unele materiale.

Cînd se cunoaşte sfericitatea, dar nu există date pentru ε_m se recomandă metoda lui Wen şi Yu care au stabilit că pentru o gamă largă de sisteme se verifică relaţiile:

$$\frac{1}{f_s \cdot \varepsilon_m^3} \simeq 14 \qquad (7.4.20)$$

sau

$$\frac{1 - \varepsilon_m}{f_s^2 \cdot \varepsilon_m^3} \simeq 11 \qquad (7.4.21)$$

din care se poate calcula ε_m.

Tabelul 7.4.2. Calculul vitezei minime de fluidizare, v_m. [72; 6; 28].

Nr. crt.	Formula de calcul	Domenii de utilizare	Relaţia cu care s-a egalat căderea de presiune prin strat
1.	$\frac{1,75}{f_s \cdot \varepsilon_m^3} \cdot \left(\frac{d \cdot v_m \cdot \rho_c}{\eta_c}\right)^2 + \frac{150(1-\varepsilon_m)}{f_s^2 \cdot \varepsilon_m^3} \cdot \left(\frac{d \cdot v_m \cdot \rho_c}{\eta_c}\right) = Ar$	Pentru orice Re_{cr}	Ecuaţia lui Ergun [6, p.100]
2.	$v_m = \frac{(f_s \cdot d)^2}{150} \cdot \frac{\rho_D - \rho_c}{\eta_c} \cdot \left(\frac{\varepsilon_m^3}{1-\varepsilon_m}\right) \cdot g$	particule de diametre mici, densităţi mici ale materialului granular, $Re_{cr} < 20$.	Ecuaţia Cărman - Kozeni [6.p.99]
3.	$v_m^2 = \frac{f_s \cdot d}{1,75} \cdot \frac{\rho_D - \rho_c}{\rho_c} \cdot g \cdot \varepsilon_m^3$	particule cu diametre mari, $Re_{cr} > 1000$.	Ecuaţia Burke-Plummer [6, p.99]
4.	$Re_{cr} = \frac{v_m \cdot d \cdot \rho_c}{\eta_c} = \frac{4,04 \cdot 10^{-3}(1-\varepsilon_m)}{f_s} (f.Ar)$	$(f.Ar) < 18.500$; $f = \frac{f_s^3 \cdot \varepsilon_m^3}{(1-\varepsilon_m)^2}$	Ecuaţia Burke-Plummer [28.p.177-182]
5.	$Re_{cr} = \frac{v_m \cdot d \cdot \rho_c}{\eta_c} = \frac{0,275(1-\varepsilon_m)}{f_s} \cdot (f.Ar)^{0,57}$	$18.500 < (f.Ar) < 1,1 \cdot 10^8$; $f = \frac{f_s^3 \cdot \varepsilon_m^3}{(1-\varepsilon_m)^2}$	-"- Idem
6.	$Re_{cr} = \frac{v_m \cdot d \cdot \rho_c}{\eta_c} = \frac{1,03(1-\varepsilon_m)}{f_s} \cdot (f.Ar)^{0,5}$	$(f.Ar) > 1,1 \cdot 10^8$; $f = \frac{f_s^3 \cdot \varepsilon_m^3}{(1-\varepsilon_m)^2}$	Idem

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 7.4.3. Date asupra sfericităţii f_s [72].

Autorii	Natura materialului	f_s
Leva ş.a.	nisip	0,6; 0,861
	catalizatori feroşi	0,578
	cărbune bituminos	0,625
	cilindri din celit	0,861
Uchida şi Fujita Shirai	materiale solide sfărîmate	0,63
	nisip	0,534-0,628
	silice	0,554-0,628
	cărbune(pulbere)	0,696
Planovskii[9]	sfere	1
	cub	0,806
	cilindru(h=10r)	0,69
	disc(h=0,1r)	0,32

Tabelul 7.4.4. Porozitatea la începutul fluidizării, ε_m [72].

Natura materialului	Diametrul particulelor d, mm						
	0,02	0,05	0,07	0,10	0,20	0,30	0,40
Nisip colţuros f_s=0,67	-	0,60	0,59	0,58	0,54	0,50	0,49
Nisip rotunjit f_s=0,86	-	0,56	0,52	0,48	0,44	0,42	-
Amestec de nisip	-	-	0,42	0,42	0,41	-	-
Cărbune, sticlă(pulbere)	0,72	0,67	0,64	0,62	0,57	0,56	-
Antracit f_s = 0,63	-	0,62	0,61	0,60	0,56	0,53	0,51
Cărbune adsorbant	0,74	0,72	0,71	0,69	-	-	-
Catalizatori Fischer-Tropsch, f_s=0,58	-	-	-	0,58	0,56	0,55	-
Carborundum	-	0,61	0,59	0,56	0,48	-	-

Scanned with OKEN Scanner

Cînd nu se cunoaşte nici sfericitatea f_s nici ε_m, se combină ecuaţia lui Ergun cu ecuaţia(7.4.20) şi, după egalare cu căderea de presiune prin stratul fluidizat, ecuaţiile 1÷3 din tabelul 7.4.2. devin:

- pentru orice Re_{cr}:

$$\frac{v_m . d . \rho_c}{\eta_c} = \left[(33,7)^2 + 0,0408 \cdot Ar\right]^{0,5} - 33,7 \qquad (7.4.22)$$

sau :

- pentru particule mici şi $Re_{cr} < 20$:

$$v_m = \frac{d^2(\rho_D - \rho_c).g}{1650 \cdot \eta_c} \qquad (7.4.23)$$

- pentru particule mari şi $Re_{cr} > 1000$:

$$v_m^2 = \frac{d(\rho_D - \rho_c).g}{24,5 \cdot \eta_c} \qquad (7.4.24)$$

7.4.6. DIMENSIONAREA PRELIMINARA A USCATORULUI.

Fracţia de goluri(porozitatea), înălţimea stratului fix şi fluidizat sînt necesare pentru calculul volumului uscătorului şi, apoi, a dimensiunilor sale de bază- înălţimea şi diametrul.

7.4.6.1. CALCULUL INALTIMII STRATULUI FIX H_o.

Înălţimea stratului de material influenţează calitativ şi cantitativ fluidizarea:

- creşterea înălţimii stratului înrăutăţeşte fluidizarea datorită creşterii pierderii de presiune la curgerea gazului şi fluctuaţiilor acesteia, apar fenomenele de creştere a bulelor, canalizarea şi pistonarea.

Influenţa înălţimii stratului trebuie privită în legătură şi cu diametrul stratului de material: creşterea raportului dintre înălţimea stratului şi diametru înrăutăţeşte fluidizarea. Se consideră că raportul optim k_o între înălţimea stratului fix H_o şi diametrul stratului D este cuprins între 0,5 şi 1. [74.p.33], fig.2-18]. Se adoptă raportul optim k_o şi se calculează apoi diametrul D şi înălţimea stratului fix H_o din expresia volumului de material din strat:

$$V_m = \frac{\pi . D^3}{4} \cdot k_o, \ m^3 \qquad (7.4.25)$$

V_m - volumul stratului de material - se calculează cunoscînd masa

de solid din strat M_m. Aceasta se calculează în funcţie de debitul de alimentare cu material M_1 şi timpul mediu de staţionare, $\bar{t}$, calculat cu ecuaţia(7.4.15):

$$M_m = M_1 \cdot \bar{t} \ , \quad kg; \tag{7.4.26}$$

apoi:

$$V_m = \frac{M_m}{(1-\varepsilon_o).\rho_D} \ , \quad m^3 \tag{7.4.27}$$

ε_o este porozitatea stratului fix şi pentru o gamă largă de materiale are valoarea 0,4;

ρ_D - densitatea materialului solid, kg/m^3.

7.4.6.2. CALCULUL INALTIMII STRATULUI FLUIDIZAT H.

Din egalitatea între pierderea de presiune prin stratul fix şi fluidizat, se obţine:

$$H = \frac{1 - \varepsilon_o}{1 - \varepsilon}.H_o \ , \quad m \tag{7.4.28}$$

unde ε este porozitatea stratului fluidizat. Pentru $Re > 50$ şi $Ar > 50.000$, porozitatea stratului fluidizat se calculează cu relaţia aproximativă:

$$\varepsilon = \left(\frac{18Re + 0,36Ar^2}{Ar}\right)^{0,21} \tag{7.4.29}$$

In relaţia(7.4.28) Re se calculează cu viteza de lucru şi cu mărimile fizice ale aerului la temperatura sa medie în uscător. Dacă $Re < 50$, se ia $\varepsilon = 0,55 \div 0,75$ [29, p.187].

7.4.6.3. CALCULUL INALTIMII USCATORULUI, H_u.

Înălţimea totală a uscătorului depinde de mai mulţi factori cum ar fi: evitarea antrenării materialului de către aer, necesitatea introducerii uneia sau a mai multor cicloane chiar în interiorul uscătorului etc. Pentru a evita antrenarea se recomandă ca înălţimea uscătorului să depăşească pînă la 4 ori înălţimea stratului fluidizat:

$$H_u = 4 \cdot H \ , \quad m \tag{7.4.30}$$

7.4.6.4. STABILIREA DEBITULUI REAL DE AER NECESAR IN PROCES.

După calcularea diametrului D a uscătorului(v.ec.7.4.25) se calculează debitul de aer necesar pentru fluidizare:

$$L_f = \frac{\pi D^2}{4} .v. \rho_c \ , \quad kg/s \tag{7.4.31}$$

In ecuaţia(7.4.31), v este viteza de lucru şi ρ_c este densitatea aerului la temperatura sa medie în uscător.

Se compară debitul de aer necesar pentru fluidizare cu debitul necesar pentru uscare, calculat cu relaţia(7.4.2), şi,în continuare, se reţine pentru calcule debitul mai mare(de regulă debitul mai mare este cel necesar pentru fluidizare).

7.4.7. BILANTUL TERMIC AL USCATORULUI.

Din bilanţul termic se calculează fluxul de căldură necesară în proces şi necesarul de agent termic.

Se consideră că, datorită caracterului intensiv al transferului de căldură, temperaturile gazului la ieşire T_2, a materialului din strat T_s şi a produsului evacuat T_{m2} sînt egale. Pe de altă parte, deoarece în procesul continuu stratul este mereu alimentat cu material umed şi produsul va conţine, în proporţie mai mare sau mai mică, particule umede. Aceasta are două consecinţe: pe de o parte la procesele continue se poate vorbi doar de o umiditate medie a produsului, iar pe de altă parte, temperatura în strat respectiv şi aceea a produsului nu poate depăşi temperatura termometrului umed, [72].

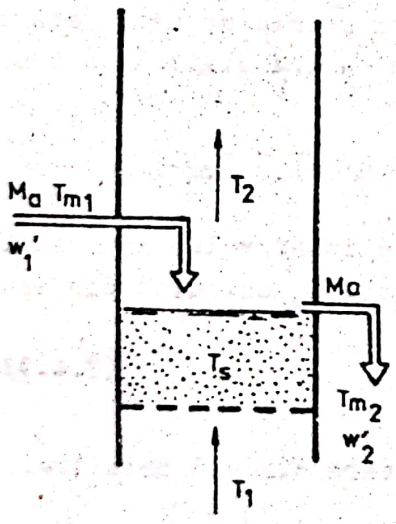


Fig.7.4.2.
Schemă pentru scrierea bilanţului termic.

Cu sublinierile făcute şi cu notaţiile din figura 7.4.2, bilanţul termic are forma:

$$\begin{pmatrix}\text{căldura}\\ \text{cedată}\\ \text{de aer}\end{pmatrix} + \begin{pmatrix}\text{căldura ce-}\\ \text{dată de un}\\ \text{schimbător}\\ \text{imersat în}\\ \text{strat}\end{pmatrix} = \begin{pmatrix}\text{căldura neces-}\\ \text{ară preîncăl-}\\ \text{zirii şi evapo-}\\ \text{rării umidităţii}\end{pmatrix} + \begin{pmatrix}\text{căldura ne-}\\ \text{cesară preîn-}\\ \text{călzirii so-}\\ \text{lidului}\end{pmatrix} + \begin{pmatrix}\text{căldura}\\ \text{pierdută}\end{pmatrix}$$

sau:

$$L_f \cdot C_{p_a}(T_1 - T_2) + Q_s = M_a(w_1' - w_2')\left[r + C_{p_w}(T_2 - T_{m_1})\right] + M_a \cdot C_{p_D}(T_2 - T_{m_1}) + Q_p \qquad (7.4.32)$$

în care: L_f este debitul de aer necesar pentru fluidizare, kg/s;

C_{p_a} - căldura specifică a aerului, J/kg grd;

T_1, T_2 - temperatura aerului la intrarea, respectiv la ieşirea din uscător, ^oC;

Q_s - fluxul de căldură cedată eventual de schimbătorul de căldură imersat în strat, W;

M_a - debitul de material absolut uscat, kg/s;

w_1', w_2' - umiditatea iniţială şi finală a materialului, în rapoarte masice;

r - căldura latentă de evaporare a apei la temperatura din strat, J/kg;

C_{p_w}, C_{p_D} - căldura specifică a apei şi a solidului, J/kg.grd.;

Q_p - căldura pierdută, W.

Cu termenii din dreapta ecuaţiei(7.4.32) se calculează necesarul de căldură Q şi se compară cu căldura cedată de aer. Dacă aceasta din urmă are valoare mai mică va fi necesară utilizarea unui schimbător de căldură imersat în strat.

7.4.7.1. DIMENSIONAREA SCHIMBATORULUI DE CALDURA IMERSAT IN STRAT.

Suprafaţa de schimb de căldură a schimbătorului imersat în strat este determinată de fluxul de căldură Q_s calculat din ecuaţia(7.4.32):

$$A_s = \frac{Q_s}{K_s \cdot (T_{ab} - T_2)}, \quad m^2 \qquad (7.4.33)$$

în care: T_{ab} este temperatura aburului care circulă prin ţevile schimbătorului;

K_s - coeficientul global de transfer de căldură al schimbătorului, W/m^2. grd. şi se calculează în funcţie de cei doi coeficienţi individuali de transfer de căldură:

$$K_s = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{ab}} + \frac{\delta}{\lambda} \quad \frac{1}{\alpha_s}} \qquad (7.4.34)$$

în care: α_{ab} este coeficientul individual de transfer de căldură pentru vapori în condensare - se calculează cu relaţiile din cap. 7.6; grosimea δ şi conductivitatea termică λ a peretelui ţevii se cunosc după ce se adoptă materialul şi diametrul ţevii; ţeava poate fi din acelaşi tip de oţel ca şi camera cilindrică. Dimensiunile ţevii se admit din STAS(anexa 5) astfel ca diametrul interior să fie de 20 ÷ 50 mm. Mărimea α_s reprezintă coeficientul individual de transfer de căldură de la peretele ţevii la strat şi se calculează în funcţie de poziţia schimbătorului.

Pentru ţevi verticale α_s se poate calcula cu expresia [6]:

$$Nu = \frac{\alpha_s \cdot d_p}{\lambda_c} = 1{,}844 \cdot 10^{-2} \cdot k(1-\varepsilon) \cdot \left(\frac{c_{p_c} \cdot \rho_c}{\lambda_c}\right)^{0,43} \cdot (Re)^{0,23} \cdot \left(\frac{c_{p_D}}{c_{p_c}}\right)^{0,8} \cdot \left(\frac{\rho_D}{\rho_c}\right)^{0,66} \qquad (7.4.35)$$

valabilă pentru:

$$Re = \frac{v \cdot d_p \cdot \rho_c}{\eta_c} = 10^{-2} \div 10^{2}.$$

unde: c_{p_c}, λ_c, ρ_c, η_c sînt proprietăţile aerului la temperatura sa medie;

c_{p_D}, ρ_D - reprezintă căldura specifică respectiv densitatea solidului;

ε - porozitatea stratului fluidizat;

k - un coeficient de corecţie care diferă de unitate pentru ţevile aşezate mai departe de axa aparatului; el se poate lua între 1 şi 1,7 [72, p.273];

d_p - diametrul mediu al particulelor solide, m.

Pentru ţevi orizontale se recomandă relaţiile [72, p.273]:

$$Nu = \frac{\alpha_s \cdot d_e}{\lambda_c} = 0{,}66 \cdot (Pr)^{0,3} \cdot Re \left(\frac{\rho_D}{\rho_c}\right) \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)^{0,44} \qquad (7.4.36)$$

pentru $Re = \frac{v \cdot d_e \cdot \rho_c}{\eta_c} < 2000$

şi:

$$Nu = \frac{\alpha_s \cdot d_e}{\lambda_c} = 420(Pr)^{0,3} \cdot \left[Re \left(\frac{\rho_D}{\rho_c} \right) \left(\frac{\eta_c^2}{d_p^3 \cdot \rho_D \cdot g} \right) \right]^{0,3} \qquad (7.4.37)$$

pentru $Re = \frac{v \cdot d_e \cdot \rho_c}{\eta_c} > 2500$

In ecuaţiile(7.4.36 şi 7.4.37) d_e reprezintă diametrul exterior al ţevii orizontale; d_p- diametrul mediu al particulelor solide, m; v,viteza de lucru, m/s.

După calcularea coeficientului global de transfer de căldură K_s, se calculează A_s cu ecuaţia(7.4.33). In continuare, pentru schimbătorul de căldură vertical, se adoptă înălţimea ţevilor egală cu înălţimea stratului fluidizat şi se calculează numărul de ţevi:

$$n = \frac{A_s}{\pi \cdot d_e \cdot H} \qquad (7.4.38)$$

Se calculează apoi aria transversală a stratului aferentă fiecărei ţevi:

$$a = \frac{(\pi D^2/4)}{n} \quad , \quad m^2 \qquad (7.4.39)$$

In relaţia (7.4.39) D este diametrul uscătorului, m.

Adoptînd aranjarea pătratică a ţevilor conform figurii 7.4.3 rezultă:

$$\ell^2 = a + \frac{\pi}{4} d_e^2 \qquad (7.4.40)$$

de unde se calculează ℓ - distanţa dintre centrele a două ţevi vecine.

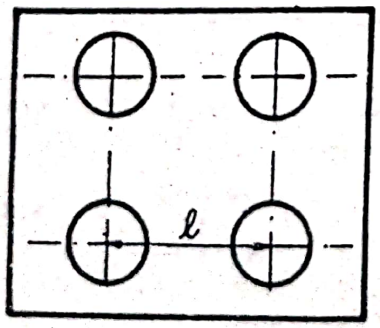


Fig.7.4.3.
Dispunerea ţevilor schimbătorului din strat.

Scanned with OKEN Scanner

In continuare se calculează diametrul uscătorului ţinînd seama de amplasarea schimbătorului de căldură în strat; din aranjamentul ţevilor conform fig.7.4.3 rezultă relaţia:

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \frac{t^2}{t^2 - \frac{\pi}{4} d_e^2} = \frac{\pi \cdot D_s^2}{4} \qquad (7.4.41)$$

din care se calculează D_s - diametrul uscătorului cînd se imersează în strat schimbătorul de căldură; D este diametrul uscătorului cînd nu există schimbător de căldură în strat.

7.4.7.2. CALCULUL COEFICIENTULUI INDIVIDUAL DE TRANSFER DE CALDURA DE LA STRAT LA PERETELE USCATORULUI.

Pentru calculul pierderilor de căldură Q_p care apar în ecuaţia(7.4.32) este necesară calcularea coeficientului iniividual de transfer de căldură de la strat la perete α_p.

Pe baza generalizării datelor experimentale a mai multor cercetători s-a propus calculul lui α_p din expresia [72]:

$$k = \frac{(\alpha_p \cdot d_p / \lambda_c)\left[(1-\varepsilon)\frac{c_{p_D} \cdot \rho_D}{c_{p_c} \cdot \rho_c}\right]}{1 + 7{,}5 \exp\left[-0{,}44 \cdot \left(\frac{H}{D}\right) \cdot \left(\frac{c_{p_c}}{c_{p_D}}\right)\right]} \qquad (7.4.42)$$

în care: d_p este diametrul particulelor;

H - înălţimea stratului fluidizat;

D - diametrul stratului(dacă există schimbător în strat se ia D_s conform ecuaţiei(7.4.41).

$\lambda_c, c_{p_c}, \rho_c$ - proprietăţile aerului la temperatura sa medie;

c_{p_D}, ρ_D - căldura specifică respectiv densitatea solidului;

ε - porozitatea stratului fluidizat.

Factorul adimensional k se ia din graficul din fig.7.4.4.

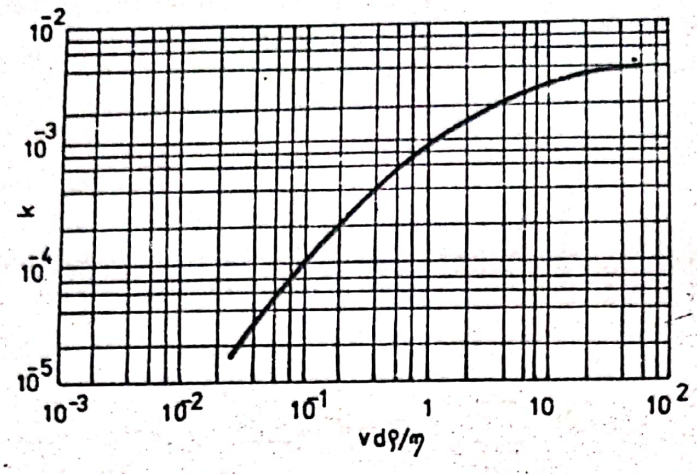


Fig.7.4.4. Coeficientul de corecţie k pentru transferul de căldură de la strat la perete.

7.4.8. STABILIREA CONDITIILOR DE OPERARE.

In paragraful 7.4.3.2 parametrii aerului la ieşire din uscător s-au admis în ipoteza că uscătorul este teoretic şi temperatura aerului la ieşire este cu 5÷10°C mai mare decît temperatura termometrului umed. De asemenea, bilanţul termic al uscătorului s-a alcătuit cu ipoteza că temperatura aerului la ieşirea din uscător este egală cu temperatura de ieşire a produsului, respectiv, cu temperatura termometrului umed.

In cadrul acestui paragraf se recalculează parametrii aerului la ieşirea din uscător(x_2, I_2, T_2, φ_2) şi temperatura de ieşire a produsului T_{m2}. Se recalculează cu ecuaţia(7.4.4) consumul specific de aer ℓ folosind debitul de aer cel mai mare(de regulă cel necesar pentru fluidizare); tot cu ecuaţia(7.4.4) se recalculează x_2 - conţinutul de umiditate a aerului la ieşirea din uscător.

Se calculează parametrul Δ:

$$\Delta = c_{p_w}(T_2 - T_{m_1}) - \frac{M_2}{W} c_{p_m}(T_2 - T_{m_1}) - \frac{Q_p}{W} \qquad (7.4.43)$$

In ecuaţia(7.4.43) T_2 se consideră temperatura termometrului umed iar c_{p_m} - căldura specifică a produsului, se calculează aditiv, în funcţie de căldurile specifice ale componenţilor:

$$c_{p_m} = c_{p_s}.(1 - w_2) + c_{p_w} . w_2 \qquad (7.4.44)$$

Se calculează entalpia I_2 a aerului la ieşirea din uscător:

$$I_2 = I_1 - \frac{\Delta}{l} \quad , \quad J/kg \qquad (7.4.45)$$

Se reprezintă pe diagrama I-x variaţia parametrilor aerului în procesul uscării cu parametrii x_2 şi I_2 recalculaţi(v.fig.7.4.5). Se citeşte temperatura termometrului umed(punctul D) care se consideră temperatura de ieşire a materialului din uscător T_{m2}.

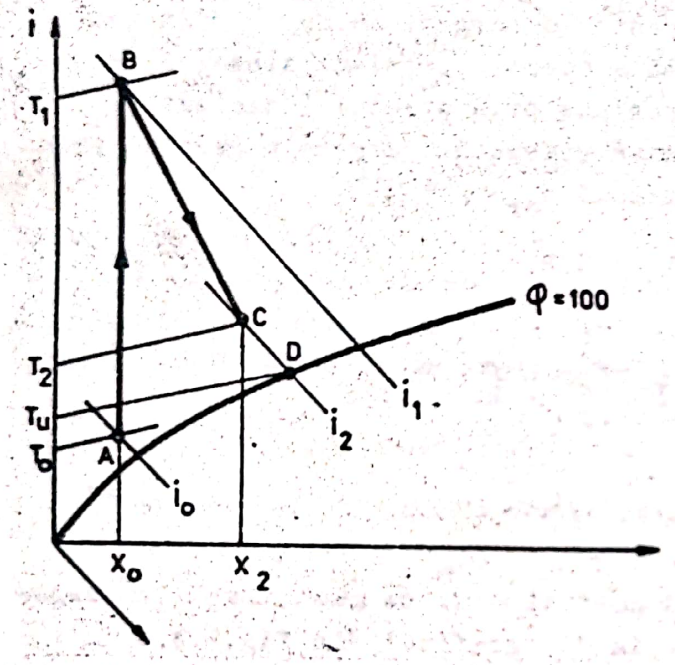


Fig.7.4.5. Reprezentarea condiţiilor de operare în diagrama I - x.

Se recalculează cu ecuaţia(7.4.32) fluxul de căldură Q folosind temperatura T_{m2}.

Se recalculează parametrul Δ cu ecuaţia (7.4.43) şi I_2 cu ecuaţia(7.4.45). Dacă diferenţa între cele două valori calculate I_2 nu sînt prea mari(diferenţa < 4%) se menţin parametrii aerului reprezentaţi mai înainte pe diagrama I-x; în caz contrar, calculul se reia citind din nou pe diagrama I-x temperatura termometrului umed respectiv T_{m2}, în funcţie de noua valoare a entalpiei I_2.

7.4.9. DIMENSIUNI FINALE ALE USCATORULUI.

7.4.9.1. Diametrul uscătorului. Se reţine ca valoare finală diametrul calculat în funcţie de volumul materialului din strat (ec.7.4.25), dacă este necesară amplasarea în strat a unui schimbător de căldură se va folosi diametrul uscătorului calculat cu ecuaţia(7.4.41).

7.4.9.2. Înălţimea uscătorului. Se menţine valoarea calculată cu ecuaţia(7.4.30). In cazul sistemelor polidisperse, pentru evitarea antrenării de particule, ciclonul se amplasează chiar în interiorul uscătorului. In aceste situaţii la calcularea înălţimii uscătorului se va ţine seama şi de dimensiunile ciclonului.

7.4.9.3. Dimensionarea distribuitorului pentru agentul de fluidizare.

Experienţele arată că distribuitorul pentru agentul de fluidizare(grătar, placă perforată, sită) trebuie să asigure o presiune dinamică a gazului suficientă pentru o curgere uniformă prin toate orificiile sale. Valoarea minimă a acestei presiuni dinamice se consideră 10% din căderea de presiune prin stratul fluidizat[72]. Din această condiţie se calculează viteza de curgere a gazului prin orificii v_{or} şi numărul de orificii n_{or}:

$$\Delta p_d = 0,1 \, (\rho_D - \rho_c)\,(1 - \varepsilon).H.g \qquad (7.4.46)$$

Pe de altă parte:

$$\Delta p_d = \zeta \cdot \frac{v_{or}^2}{2} \cdot \rho_c$$

sau:

$$v_{or} = \sqrt{\frac{2\,\Delta p_d}{\rho_c}} \cdot \frac{1}{\sqrt{\zeta}} \qquad (7.4.47)$$

Termenul $1/\sqrt{\zeta} = \zeta'$ reperezintă coeficientul de rezistenţă la curgerea gazului prin orificii şi se ia din graficul din fig.7.4.6 în funcţie de Re_o.

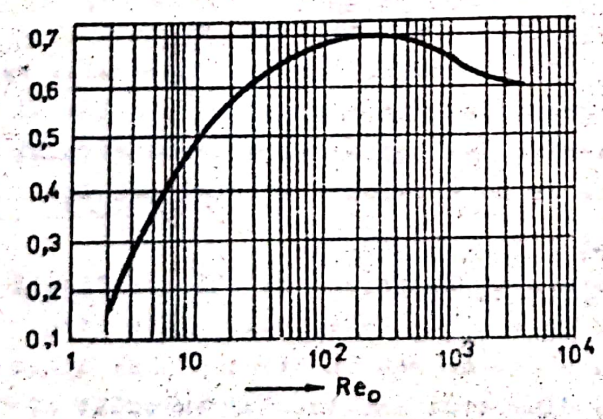


Fig.7.4.6. Coeficientul de rezistenţă la curgerea aerului prin orificii.

Numărul Re_o se calculează cu diametrul uscătorului şi cu proprietăţile aerului la temperatura de intrare în strat T_1:

$$Re_o = \frac{v_o \cdot D \cdot \rho_c}{\eta_c} \qquad (7.4.48)$$

Viteza v_o se calculează din ecuaţia de continuitate scrisă pentru condiţiile de intrare şi ieşire a aerului din strat:

$$v_o \cdot \rho_{c(T_1)} = v \cdot \rho_{c(T_2)} \qquad (7.4.49)$$

în care: v este viteza de lucru a aerului, m/s.

După calcularea vitezei de curgere prin orificii se verifică dacă secţiunea liberă a distribuitorului este mai mică de 10%:

$$S_\ell = \frac{v_o}{v_{or}} \cdot 100 \qquad (7.4.50)$$

Numărul de orificii/cm^2 se află tot pe baza ecuaţiei de continuitate, după ce se admite diametrul orificiilor, d_{or}. Pentru a evita înfundarea orificiilor se recomandă ca diametrul orificiilor să se ia de 1,5 ori mai mic decît diametrul particulelor:

$$d_{or} = \frac{d_p}{1,5} \qquad (7.4.51)$$

Din condiţia de continuitate rezultă:

$$\frac{\pi D^2}{4} \cdot v_o = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 \cdot v_{or} \cdot n_{or}$$

din care se calculează numărul de orificii pe cm^2, necesar la calculul de rezistenţă al distribuitorului.

$$\frac{n_{or}}{D^2} = \frac{v_o}{d_{or}^2 \cdot v_{or}} \qquad (7.4.52)$$

Grosimea materialului din care se confecţionează distribuitorul de aer se află dintr-un calcul de rezistenţă, în funcţie de masa de solid din strat, sau se adoptă.

7.5. DIMENSIONAREA CONDENSATOARELOR DE AMESTEC.

In condensatoarele de amestec condensarea vaporilor are loc ca urmare a contactului direct cu lichidul de răcire. In cazul în care lichidul de răcire este apă, sînt utilizate pentru condensarea vaporilor de apă sau a unor lichide nevaloroase. In general, sînt folosite în instalaţiile de evaporare pentru condensarea vaporilor secundari, în condiţiile menţinerii presiunii subatmosferice din ultimul corp de evaporare, dar pot fi utilizate, de asemenea, pentru condensarea şi răcirea vaporilor unor compuşi organici, prin contact direct cu lichidul respectiv.

7.5.1. ALEGEREA TIPULUI DE CONDENSATOR.

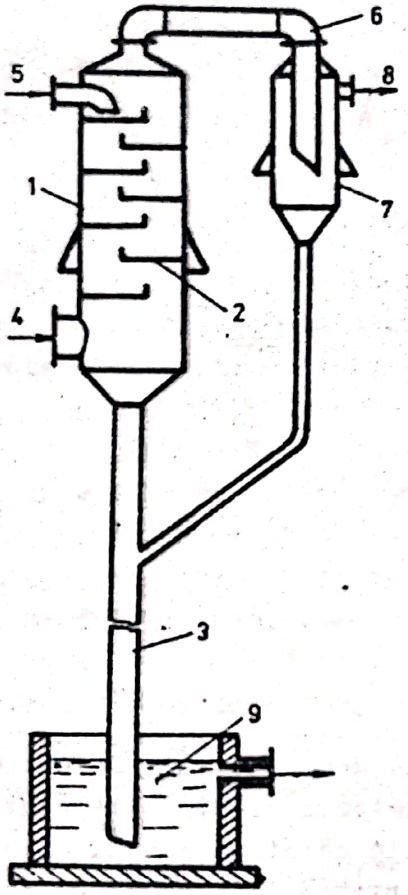
Condensatoarele de amestec sînt caracterizate de o construcţie simplă, prin care se urmăreşte realizarea unei suprafeţe cît mai mari de contact între faze sau mărirea duratelor de staţionare a fazelor. In funcţie de schema de contactare a celor două faze, vapori şi lichid, condensatoarele de amestec pot funcţiona în echicurent sau în contracurent. Deoarece pentru condensatoarele în echicurent consumul specific al lichidului de răcire este mai mare, utilizarea lor este indicată în cazul instalaţiilor cu productivitate mică.

După modul de evacuare a gazelor necondensabile, condensatoarele de amestec pot fi umede sau uscate. In condensatoarele umede gazele necondensabile şi lichidul sînt evacuate împreună cu ajutorul unei pompe de vid speciale, iar în condensatoarele uscate lichidul este evacuat pe la partea inferioară şi gazele necondensabile pe la partea superioară, cu ajutorul unei pompe de vid pentru gaze.

După modul de evacuare a lichidului, format din agent de răcire şi condensat, condensatoarele de amestec sînt de două tipuri: de nivel ridicat şi de nivel scăzut. Condensatoarele de nivel ridicat sînt prevăzute la partea inferioară cu o conductă verticală de lungime mare, numită coloană barometrică, prin care se evacuează lichidul şi se echilibrează diferenţa de presiune existentă între condensator şi mediul exterior. In condensatoarele de nivel scăzut, lichidul este evacuat cu ajutorul unei pompe, printr-o conductă verticală de înălţime mică, numită coloană semibarometrică. Rolul coloanei semibarometrice este de a evita vaporizarea lichidului în corpul pompei datorită depresiunii de aspiraţie [16]. Condensatoarele de nivel ridicat prezintă avantajul că realizează eliminarea lichidului fără consum de energie.

Scanned with OKEN Scanner

Din punct de vedere constructiv, condensatoarele de amestec pot fi cu şicane, cu talere sau cu stropire. In fig.7.5.1 este redată schiţa unui condensator de amestec barometric cu şicane. Intre condensator şi pompa de vid, a cărei funcţionare este afectată de prezenţa lichidului în gaze, se intercalează un separator de picături.



In condensatoarele cu talere se realizează o suprafaţă mai mare de contact între cele două faze. Deoarece rezistenţa hidrodinamică a talerelor este mare, sînt preferate soluţiile constructive în care talerele ocupă numai o parte a secţiunii de curgere. Pentru a asigura o distribuţie uniformă a fazei lichide, talerele trebuie amplasate în poziţie perfect orizontală, condiţie destul de greu de îndeplinit practic. De altfel, din cauza dificultăţilor întîmpinate la montare-demontare, sînt puţin utilizate [63].

Fig.7.5.1. Condensator barometric cu şicane.
1- mantaua condensatorului; 2- şicane; 3- coloană barometrică; 4- racord pentru intrarea vaporilor; 5- racord pentru intrarea lichidului de răcire; 6- conductă pentru gaze necondensabile; 7- separator de picături; 8- racord către pompa de vid; 9- recipient pentru condensat.

Condensatoarele cu stropire, în două variante constructive, sînt prezentate în fig.7.5.2. Acest tip de condensator asigură o suprafaţă mare de contact între faze, dar prezintă dezavantajul unei antrenări sporite a fazei lichide.

Scanned with OKEN Scanner

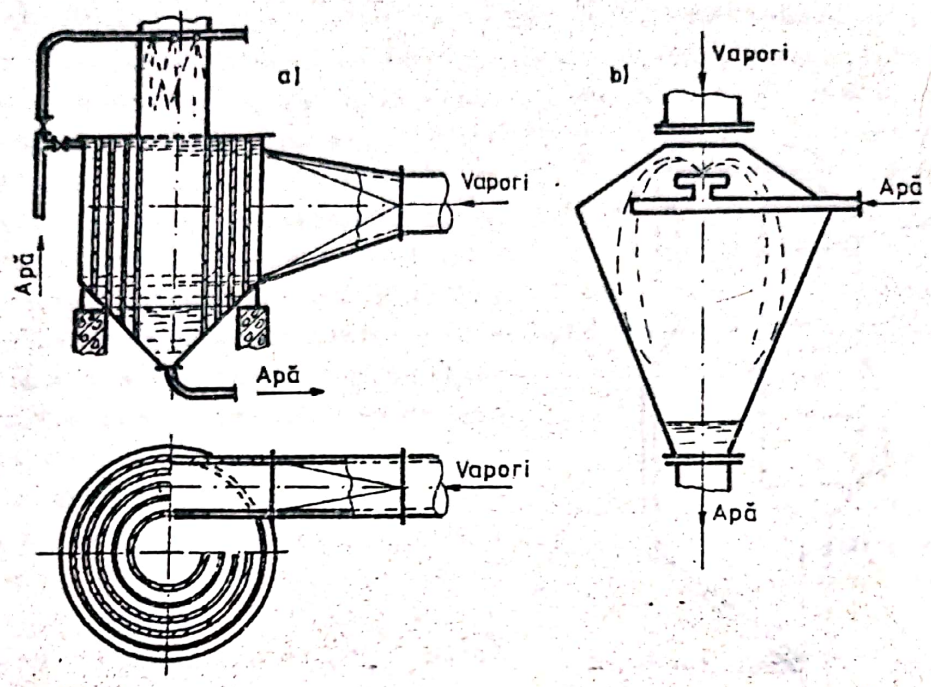


Fig.7.5.2. Condensatoare de amestec cu stropire.

7.5.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE.

In condensatoarele de amestec, cele două faze au, în mod obişnuit, temperaturi sub 70°C. Ca urmare, materialul din care sînt confecţionate poate fi oţel carbon cu una din mărcile precizate în tabelul 12.4. In cazul în care vaporii conţin compuşi corozivi rezultaţi din eventualele reacţii desfăşurate în instalaţie, se recomandă ca material de construcţie oţel inoxidabil, marca adecvată fiind de asemenea aleasă din tabelul 12.4.

7.5.3. BILANTUL TERMIC; CONSUMUL DE AGENT TERMIC.

Pentru un condensator de amestec în care are loc condensarea vaporilor de apă utilizînd ca agent de răcire apa industrială, bilanţul termic este de forma:

$$M_e \cdot i_e + M_a \cdot c_{p_a} \cdot T_i = (M_e + M_a) c_{p_a} T_f + Q_p \qquad (7.5.1)$$

în care: M_e este debitul de vapori în kg/s;
M_a - debitul de apă industrială, kg/s;
i_e - entalpia vaporilor la intrarea în condensator în kj/kg;

c_{p_a} - căldura specifică a apei, la temperatura medie a apei, în kj/kg.k;

T_i, T_f - temperaturile apei la intrarea şi la ieşirea din condensator în ^oC.

Q_p - pierderile de căldură în mediul ambiant; pot fi neglijate deoarece favorizează condensarea.

Din bilanţul termic se calculează debitul de apă necesar pentru condensare:

$$M_a = M_e \frac{i_e - c_{p_a} T_f}{c_{p_a} (T_f - T_i)} \qquad (7.5.2)$$

Temperatura apei la intrarea în condensator depinde de proveniența apei de răcire. In cazul în care se utilizează apă din pînze subterane, temperatura este de 10-15°C în tot cursul anului. Temperatura apei provenite din rîuri depinde de anotimp. Dacă se utilizează apă recirculată prin turnuri de răcire, în timpul verii temperatura este de 25-30°C [2]. Deoarece consumul de apă este mare, de 15 ÷ 60 kg apă/ kg vapori, este convenabilă recircularea apei, utilizînd apă proaspătă numai pentru completarea pierderilor cauzate de vaporizare. In aceste condiţii, se recomandă ca temperatura apei la intrarea în condensator să se considere 25°C.

Pentru a evita depunerile de săruri în interiorul condensatorului, temperatura apei la ieşirea din condensator trebuie să fie mai mică de 50°C. In mod obişnuit, se admite temperatura finală a apei de 40-45°C.

7.5.4. CALCULUL DIAMETRULUI SI INALTIMII CONDENSATORULUI.

In cele ce urmează vom prezenta dimensionarea unui condensator barometric cu şicane, redat în fig.7.5.1.

Diametrul condensatorului se calculează în funcţie de debitul iniţial de vapori, admiţînd o majorare cu 50% a secţiunii transversale de curgere:

$$D = \sqrt{1{,}5 \cdot \frac{4 \cdot M_e}{\pi \cdot v_v \cdot \rho_v}} \qquad (7.5.3)$$

Viteza vaporilor, v_v, se alege astfel încît picăturile de lichid să nu fie antrenate în sensul de curgere al vaporilor. Valorile recomandate pentru viteza vaporilor de diverşi autori [2, 18, 63] sînt foarte diferite, dar în exploatarea condensatoarelor s-a constatat că viteza poate fi admisă între 18 şi 24 m/s.

Înălţimea condensatorului se calculează în funcţie de numărul de şicane necesare. Sicanele sînt table perforate de forma unui

segment de cerc prevăzut cu un prag de deversare(fig.7.5.3). Numărul de şicane, dimensiunile şi numărul orificiilor se aleg astfel, încît apa de răcire, divizată în picături, pînze sau şuviţe subţiri să asigure suprafaţa de contact necesară pentru realizarea transferului de căldură determinat prin bilanţul termic.

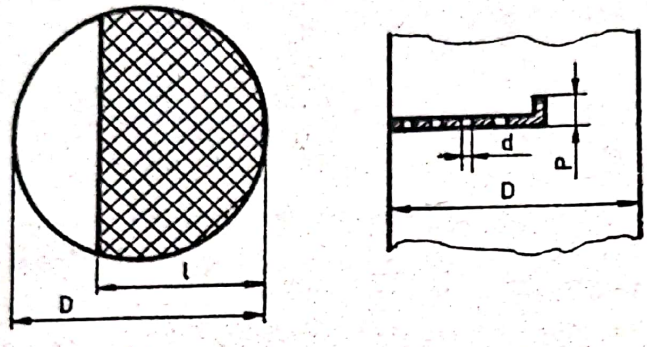


Fig.7.5.3. Forma unei şicane

Numărul de şicane se determină printr-o metodă empirică, în raport cu gradul de încălzire a apei, calculat cu relaţia:

$$f = \frac{T_f - T_i}{T_v - T_i} \qquad (7.5.4)$$

în care T_v este temperatura vaporilor la intrarea în condensator. Din tabelul 7.5.1.[18], în funcţie de valoarea gradului de încălzire se alege numărul de şicane, distanţa dintre şicane şi diametrul orificiilor. Se consideră că o treaptă este formată din două şicane succesive.Pentru apă curată diametrul orificiilor se alege 2 sau 3 mm, iar pentru apă cu impurităţi sau duritate ridicată, diametrul orificiilor se admite 5 mm.

Tabelul 7.5.1. Gradul de încălzire a apei în condensatoarele de amestec cu şicane [18].

Numărul treptelor	Numărul şicanelor	Distanţa dintre şicane, mm	Durata căderii apei pentru o treaptă în s	Gradul de încălzire în cazul orificiilor cu diametrul de:		
				2 mm	3 mm	5 mm
2	4	300	0,35	0,538	0,368	0,214
3	6	300	0,35	0,645	0,466	0,263
4	8	300	0,35	0,727	0,533	0,310
2	4	400	0,41	0,580	0,410	0,233
3	6	400	0,41	0,687	0,500	0,289
4	8	400	0,41	0,774	0,568	0,346

Scanned with OKEN Scanner

Înălţimea condensatorului, conform schiţei din figura 7.5.4, se calculează cu relaţia:

$$H = h' + h'' + \sum_{i=1}^{N+1} h_i \qquad (7.5.5)$$

în care N este numărul de şicane. Înălţimea h' a părţii inferioare a condensatorului, de formă tronconică, se adoptă între 0,5 şi 0,8m. Înălţimea capacului condensatorului, h'', are valori între 0,15 şi 0,25 m. Distanţa între baza condensatorului şi prima şicană, h_1, se calculează cu relaţia:

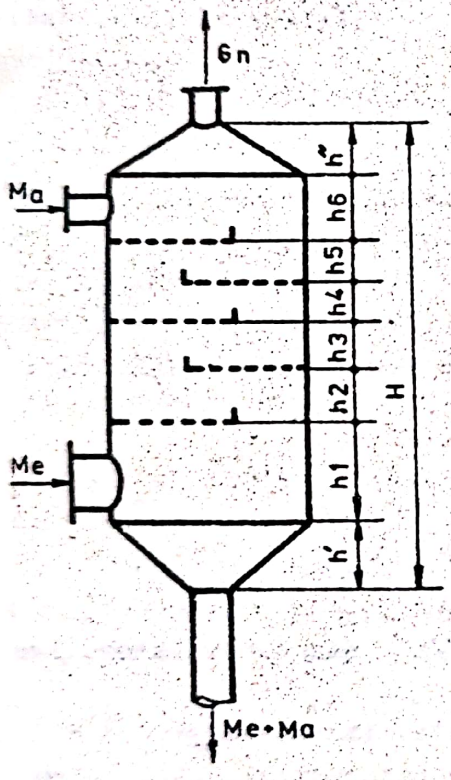


Fig.7.5.4. Schiţa unui condensator cu şicane.

$$h_1 = D_v + (0,1 \div 0,3) \ , [m] \qquad (7.5.6)$$

în care D_v este diametrul racordului de intrare a vaporilor. Distanţa dintre prima şi a doua şicană corespunde valorii alese din tabelul 7.5.1, în funcţie de gradul de încălzire. Pe măsură ce vaporii se deplasează în sens ascendent, volumul lor scade, astfel încît distanţa dintre şicane poate fi micşorată. Se recomandă ca distanţa dintre şicane să scadă succesiv cu cîte 50mm, valoarea minimă admisă fiind de 200 mm.

Lăţimea şicanei se calculează cu relaţia:

$$l = \frac{D}{2} + 50 \ , \ [mm] \qquad (7.5.7)$$

iar înălţimea pragului de deversare, p, se admite 40 mm. Numărul orificiilor necesare pentru o şicană se calculează din condiţia ca suprafaţa secţiunii de curgere prin orificii să reprezinte 2,5% pînă la 10% din suprafaţa secţiunii condensatorului, ceea ce corespunde unui consum specific de $(15 \div 60)M_e$. Relaţia de calcul este:

$$n = (0,025 \div 0,1) \frac{D^2}{d^2} \qquad (7.5.8)$$

Orificiile sînt distribuite uniform pe suprafaţa şicanei, pe hexagoane sau cercuri concentrice.

7.5.5. CALCULUL TUBULUI BAROMETRIC.

Diametrul tubului barometric se calculează din ecuaţia debitului de lichid evacuat din condensator:

$$M_a + M_e = \frac{\pi d_b^2}{4} \cdot v \cdot \rho \qquad (7.5.9)$$

în care debitele sînt în kg/s, viteza lichidului se admite între 0,5 şi 2 m/s, iar densitatea lichidului, ρ, este la temperatura T_f. Diametrul se standardizează conform STAS nr 404/1-87 şi se recalculează viteza de curgere a lichidului.

Înălţimea coloanei barometrice se determină din ecuaţia Bernoulli, aplicată între capătul superior şi inferior al conductei:

$$h = \frac{p_2 - p_1}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g}\left(1 + \Sigma\zeta + \lambda \frac{h}{d_b}\right) \qquad (7.5.10)$$

Coeficienţii de rezistenţă locală au valorile 0,5 pentru intrarea în coloană şi 1 pentru ieşirea din coloană, astfel încît $\Sigma\zeta = 1,5$. Coeficientul de frecare λ se determină în funcţie de valoarea criteriului Reynolds şi a rugozităţii relative. Rugozitatea absolută a ţevii se consideră 0,2 mm. Expresia de calcul a înălţimii este:

$$h = \frac{\frac{p_2 - p_1}{\rho \cdot g} + 2,5 \cdot \frac{v^2}{2g}}{1 - \frac{v^2}{2g} \cdot \frac{\lambda}{d_b}} \qquad (7.5.11)$$

în care p_1 este presiunea absolută, în N/m^2, din condensator, iar p_2 este presiunea atmosferică în N/m^2.

La această valoare calculată a înălţimii se adaugă 0,5 m pentru partea scufundată în lichidul din rezervor şi 0,5 m ca rezervă pentru variaţiile diferenţei de presiune sau a debitului de vapori. Ca urmare, înălţimea totală a coloanei barometrului este:

$$H = h + 0,5 + 0,5 \quad , \quad [m] \qquad (7.5.12)$$

Volumul rezervorului de la baza coloanei barometrice trebuie să fie de cel puţin 1,5 ori mai mare decît volumul tubului barometric.

Diametrul racordului prin care se introduce apa de răcire în condensator se admite de obicei egal cu diametrul tubului barometric, deoarece diferenţa între debitele de lichid care intră şi ies din condensator este mică.

Scanned with OKEN Scanner

Diametrul racordului prin care se introduc vaporii în condensator se calculează din ecuaţia debitului de vapori, în care viteza vaporilor se admite în limitele 30÷50 m/s. Conducta prin care se transportă vaporii trebuie să aibă o uşoară înclinare spre condensator, pentru ca lichidul rezultat dintr-o eventuală condensare pe traseu să se scurgă în condensator.

Transferul de căldură în condensatoarele de amestec este influenţat de prezenţa gazelor necondensabile, care determină o scădere considerabilă a coeficienţilor de transfer. Gazele necondensabile, reprezentate în principal de aer, provin din apa de răcire, din lichidul care prin fierbere a produs vaporii, din aerul atmosferic intrat prin neetanşeităţi sau din reacţiile desfăşurate în instalaţie.

La intrarea în condensator, apa de răcire este saturată cu aer, care se degajă aproape în totalitate în timpul încălzirii. Se consideră că aerul introdus în condensator de apa de răcire reprezintă 2% din debitul volumic al apei, respectiv $2{,}4.10^{-5}.M_a$ exprimat în kg/h. Debitul masic al gazelor necondensabile provenite din celelalte surse este evaluat la aproximativ $0{,}01.M_e$, în care M_e este debitul vaporilor la intrarea în condensator în kg/h. Debitul total al gazelor necondensabile se calculează cu relaţia:

$$M_g = 2{,}4.10^{-5} M_a + 0{,}01\, M_e \ , \ [kg/h] \qquad (7.5.13)$$

Gazele necondensabile, reprezentate în mod obişnuit de aer saturat cu vapori de apă, sînt evacuate din condensator cu ajutorul unei pompe de vid. Debitul pompei de vid se calculează cu relaţia:

$$M_v = \frac{M_g}{\rho_o} \cdot \frac{p_o}{p - p_v} \cdot \frac{T_g}{T_o} \qquad (7.5.14)$$

în care ρ_o este densitatea aerului în condiţii normale, p_o este presiunea atmosferică normală, p este presiunea din condensator, p_v este presiunea parţială la saturaţie a vaporilor de apă la temperatura T_g; T_g este temperatura aerului la ieşirea din condensator, iar T_o este 273 K. Temperatura gazelor la ieşirea din condensator se consideră mai mare cu 5 grade decît temperatura apei la intrare.

7.6. DIMENSIONAREA SCHIMBATOARELOR DE CALDURA DE SUPRAFATA.

Schimbătoarele de căldură de suprafaţă sînt utilajele la care transferul căldurii de la un agent termic la altul se face printr-un perete despărţitor. In cadrul instalaţiilor tehnologice, aparatele de schimb de căldură ocupă o poziţie particulară, ele putînd funcţiona ca organe principale(cînd constituie părţi determinante ale unor procese exclusiv termice), fie ca organe secundare(introduse în instalaţie din motive de economie de căldură sau de substanţă).

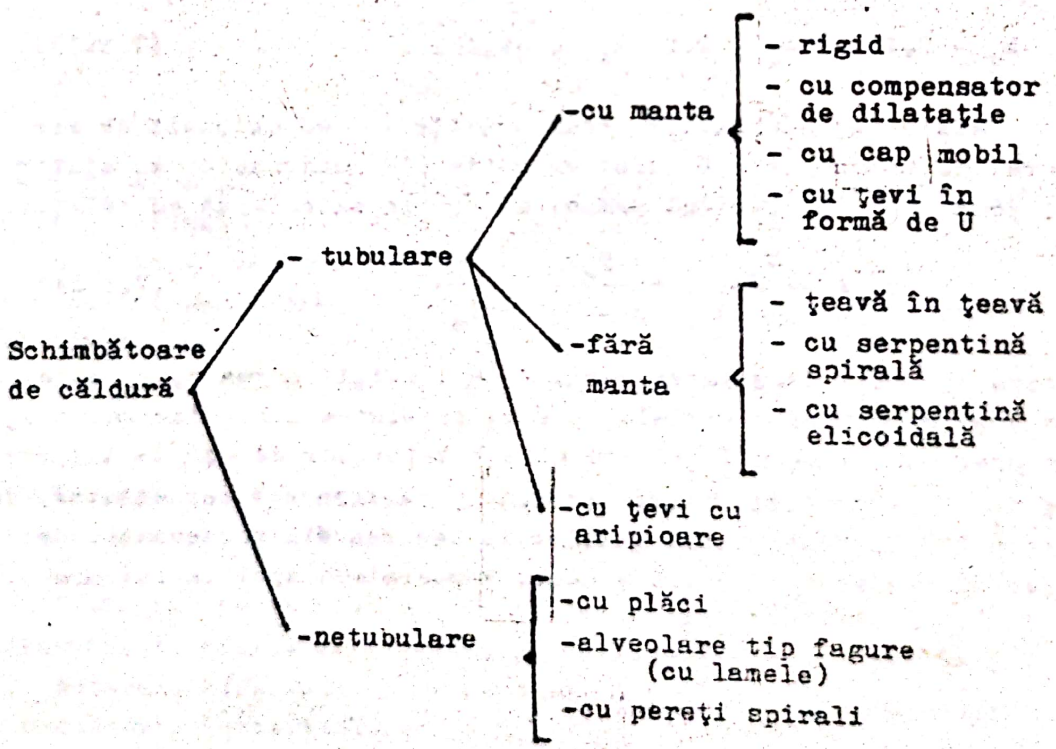
Conform STAS 8485-75, clasificarea schimbătoarelor de căldură se face pe baza următoarelor criterii:

a) după operaţia termică se deosebesc: încălzitoare, răcitoare, condensatoare şi fierbătoare;

b) după starea de agregare a agenţilor termici se deosebesc schimbătoare de căldură pentru: lichid-lichid, lichid-gaz, lichid-vapori, gaz-gaz şi gaz-vapori;

c) după direcţia şi sensul de deplasare a agenţilor termici se deosebesc schimbătoare de căldură: în echicurent, în contracurent, în curent încrucişat şi în curent mixt;

d) după forma peretelui despărţitor şi forma constructivă, principalele tipuri de schimbătoare sînt date mai jos:



7.6.1. ALEGEREA TIPULUI DE SCHIMBATOR DE CALDURA.

Tipul constructiv de schimbător trebuie astfel ales, încît acesta să reprezinte optimul din punctul de vedere al scopului urmărit, în construcţia propriu-zisă şi în exploatare. La alegerea unui tip de aparat de schimb de căldură se ţine cont că acesta trebuie să îndeplinească o serie de condiţii, dintre care mai importante sînt următoarele:

- respectarea parametrilor procesului tehnologic ceea ce presupune respectarea regimului de temperatură impus de acesta;
- realizarea unui schimb de căldură cît mai intens;
- eficienţa economică mare, pentru obţinerea căreia o importanţă deosebită o are alegerea agenţilor termici şi a parametrilor acestora;
- siguranţa şi securitatea în exploatare;
- realizarea raţională a construcţiei şi posibilităţi corespunzătoare de reparaţie , care să permită construcţii compacte,economice din punct de vedere al investiţiei, uşor de construit, de montat şi de exploatat.

O tendinţă generală, care se urmăreşte şi la noi în ţară,este tipizarea aparatelor pentru schimbul de căldură. Deoarece parametrii funcţionali variază foarte mult, această activitate presupune realizarea unei game de utilaje pentru condiţiile cele mai frecvente, pentru restul situaţiilor realizîndu-se aparate unicat sau de serie mică. In aceste condiţii sarcina proiectantului constă în alegerea unui anumit schimbător de căldură din producţia curentă adecvat unei anumite utilizări, care îndeplineşte cerinţele precizate mai sus.

Alegerea celui mai bun tip de schimbător de căldură, pentru anumite condiţii date este foarte complicată datorită numeroaselor date contradictorii care influenţează construcţia fiecărui aparat. La alegerea tipului de schimbător trebuie, în primul rînd, să se stabilească condiţiile principale care pot limita numărul construcţiilor posibile, în condiţiile date, şi care să uşureze alegerea. Analiza tehnico-economică este determinantă pentru alegerea tipului convenabil. In acest scop se calculează costul total(ca sumă a costului de investiţie şi de exploatare) pentru diferite tipuri de schimbătoare de căldură, ceea ce permite alegerea tipului cel mai avantajos din punct de vedere economic. Există însă cauze tehnice carelimitează alegerea economică a soluţiilor. Pentru a face comparaţie între diferite tipuri de schimbătoare, fără întocmirea unor calcule economice complicate, tabelul 7.6.1 este un ghid util.

Tabelul 7.6.1. Compararea schimbătoarelor de căldură după unii indicatori mai importanţi [33].

Tipul schimbătorului de căldură	Eficienţa				Capacitatea de lucru			Compactitatea şi cantitatea de material de construcţie(metal).	
	Obţinerea de viteze mari în ţevi	Obţinerea de viteze mari în afara ţevilor	Obţinerea contracurentului	Obţinerea de mai multe treceri	Accesibilitatea ptr. curăţirea ţevilor	Accesibilitatea ptr. curăţirea spaţiului dintre ţevi	Accesibilitatea pentru reparaţii	Suprafaţa pe unit. de vol. m^2/m^3	Greutatea pe suprafaţa unitară kg/m^2
Inecate(serpentină)	S	P	N	N	N	S	S	4 - 12	90 - 120
Cu stropire	S	P	N	N	N	S	S	3 - 6	45 - 60
Teavă în ţeavă (demontabile)	S	S	S	N	S	S	S	4 - 10	200
Tubulare cu compresor lenticular	S	P	P	P	S	N	P	18 - 40	35 - 80
Tubulare cu fascicul demontabil	S	P	P	P	S	S	P	18 - 40	35 - 80
Spirale	S	S	S	N	N	N	P	34 - 72	30 - 50

Observaţie: S - satisfăcător complet;
P - satisfăcător parţial;
N - nu satisface condiţiile.

Scanned with OKEN Scanner

7.6.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE.

Una din principalele probleme ale proiectării aparatelor schimbătoare de căldură este alegerea corespunzătoare a materialelor de construcţie, care trebuie să ţină seama de următorii factori:

- rezistenţa chimică la coroziune;
- rezistenţa mecanică;
- rezistenţa la temperaturi înalte;
- rezistenţa la fluaj(curgere);
- preţul de cost şi posibilitatea de obţinere.

Alegerea materialului începe cu precizarea condiţiilor de lucru: temperatură, presiune, agresivitatea chimică a fluidelor, etc. Nu există materiale care să fie absolut bune sau absolut necorespunzătoare. Alegerea unui material trebuie să ţină seama de avantajele şi dezavantajele sale în lucru, cît şi de condiţiile de cost.

Una din proprietăţile importante ale materialelor folosite în construcţia schimbătoarelor de căldură este rezistenţa la coroziune. Pentru alegerea unui material de construcţie adecvat în funcţie de agresivitatea chimică a fluidelor care circulă prin schimbător se vor utiliza recomandările din capitolul 12(Probleme de coroziune şi materiale de construcţie).

7.6.3. BILANTUL TERMIC, CONSUMUL DE AGENT TERMIC.

Bilanţul termic se întocmeşte în scopul calculării fluxului termic transferat de la fluidul cald la fluidul rece şi în scopul calculului debitului de agent termic de încălzire sau de răcire, în funcţie de operaţia termică realizată în schimbător.

In regim staţionar, în formă generală, bilanţul termic se exprimă prin relaţia:

$$\sum Q_i = \sum Q_e \qquad (7.6.1)$$

în care $\sum Q_i$ este suma căldurilor intrate în schimbător, iar $\sum Q_e$ este suma căldurilor ieşite din schimbător.

Termenii din ecuaţia 7.6.1. se pot regrupa astfel încît aceasta să fie echivalentă cu relaţia generală:

$$Q_{ced} = Q_{primit} + Q_p \qquad (7.6.2)$$

în care: Q_{ced} este fluxul de căldură cedat în schimbător de fluidul mai cald;

Q_{primit} - fluxul de căldură primit de fluidul mai rece;

Q_p - fluxul de căldură pierdut în mediul ambiant.

Forma explicită a ecuaţiei 7.6.2, depinde de modul în care are loc schimbul de căldură între cele două fluide în schimbătorul de suprafaţă. Din acest punct de vedere se pot întîlni următoarele

cazuri:

A) Ambele fluide îşi modifică starea de agregare la trecerea prin schimbător, ceea ce înseamnă că acestea schimbă între ele călduri latente, iar temperatura fiecărui fluid este constantă în schimbător. In acest caz:

$$Q_S = M_{m_1} r_1 = M_{m_2} r_2 + Q_p \qquad (7.6.3)$$

B) Un singur fluid îşi modifică starea de agregare în schimbător. In acest caz sînt posibile două situaţii:

a) fluidul mai cald îşi modifică starea de agregare în schimbător(cedează căldură latentă), iar fluidul mai rece nu-şi modifică starea de agregare(primeşte căldură sensibilă):

$$Q_S = M_{m_1} r_1 = M_{m_2} c_{p_2} (T_{2f} - T_{2i}) + Q_p \qquad (7.6.4)$$

b) fluidul mai cald nu îşi modifică starea de agregare(cedează căldură sensibilă), iar fluidul mai rece îşi modifică starea de agregare(primeşte căldură latentă):

$$Q_S = M_{m_1} c_{p_1} (T_{1i} - T_{1f}) = M_{m_2} r_2 + Q_p \qquad (7.6.5)$$

C) Nici unul din fluide nu îşi modifică starea de agregare la trecerea prin schimbător, ceea ce înseamnă că acestea schimbă între ele călduri sensibile:

$$Q_S = M_{m_1} c_{p_1} (T_{1i} - T_{1f}) = M_{m_2} c_{p_2} (T_{2f} - T_{2i}) + Q_p \qquad (7.6.6)$$

In relaţiile(7.6.3-7.6.6) mărimile au următoarea semnificaţie:

Q_S - fluxul termic transferat între fluide, în W;

M_{m1}- debitul masic de fluid cu temperatura mai ridicată, în kg/s;

M_{m2}- debitul masic de fluid mai rece, în kg/s;

r_1 - căldura latentă de condensare(pentru fluidul mai cald), în J/kg;

r_2 - căldura latentă de vaporizare(pentru fluidul mai rece), în J/kg;

C_{p1}- căldura specifică a fluidului mai cald, la temperatura medie, în J/kg.K;

C_{p2}- căldura specifică a fluidului mai rece, la temperatura medie, în J/kg.K;

T_{1i}, T_{1f} - temperatura iniţială şi finală a fluidului cald, în $^{\circ}C$;

T_{2i}, T_{2f} - temperatura iniţială şi finală a fluidului rece, în ^{o}C.

Pierderile de căldură, Q_p, se apreciază între 3-5% din căldura utilă.

7.6.4. CALCULUL SUPRAFETEI DE SCHIMB DE CALDURA.

Suprafaţa de schimb de căldură este o mărime tehnologică importantă pentru asigurarea regimului termic prescris, care se determină din ecuaţia transferului global de căldură:

$$Q_S = KA \cdot \Delta T \qquad (7.6.7)$$

sau:

$$Q_S = KA \cdot \Delta T_m \qquad (7.6.8)$$

Ecuaţia 7.6.7 se utilizează în cazul cînd potenţialul transferului de căldură este constant pe suprafaţa de transfer, întîlnit atunci cînd ambele fluide îşi modifică starea de agregare în schimbător, iar ecuaţia 7.6.8 se utilizează atunci cînd potenţialul global al transferului de căldură este variabil pe suprafaţa de transfer, în care caz, cel puţin un fluid nu îşi modifică starea de agregare la trecerea prin schimbător.

In ecuaţiile 7.6.7 şi 7.6.8, Q_S reprezintă fluxul termic transferat de la fluidul cald la fluidul mai rece, care se calculează din bilanţul termic, K este coeficientul global de transfer de căldură, A este suprafaţa de schimb de căldură, ΔT este forţa motoare globală constantă, iar ΔT_m este forţa motoare globală medie.

Din relaţiile 7.6.7 şi 7.6.8 se calculează suprafaţa de schimb de căldură, A. Pentru aceasta, în afară de fluxul termic transferat, trebuie calculat coeficientul global de transfer de căldură, K şi potenţialul transferului de căldură.

Forţa motoare globală a transferului de căldură, cînd fluidele îşi modifică starea de agregare în schimbător este dată de diferenţa dintre temperatura fluidului mai cald, T_1 şi temperatura fluidului mai rece, T_2 (observaţie: prin convenţie se vor nota toate mărimile care se referă la fluidul mai cald cu indicele 1, respectiv mărimile care se referă la fluidul mai rece cu indicele 2).

$$\Delta T = T_1 - T_2 \qquad (7.6.9)$$

Variaţia temperaturii celor două fluide pe suprafaţa de schimb de căldură este prezentată, pentru acest caz, în fig.7.6.1.

Valoarea forţei motoare globale medie depinde de temperaturile fluidelor în schimbător, şi, în cazul cînd nici un fluid nu îşi modifică starea de agregare, de sensul de circulaţie al fluidelor prin schimbător(echicurent, contracurent, curent mixt sau curent încrucişat). Pentru calculul forţei motoare globale medie se uti-

lizează relaţia:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \qquad (7.6.10)$$

în care: ΔT_1 şi ΔT_2 reprezintă forţele motoare globale la capetele schimbătorului. Pentru cazurile cînd potenţialul global este variabil în schimbător, variaţia temperaturilor pe suprafaţa de transfer şi expresiile lui ΔT_1 şi ΔT_2, sînt prezentate în fig.7.6.2 - -7.6.5.

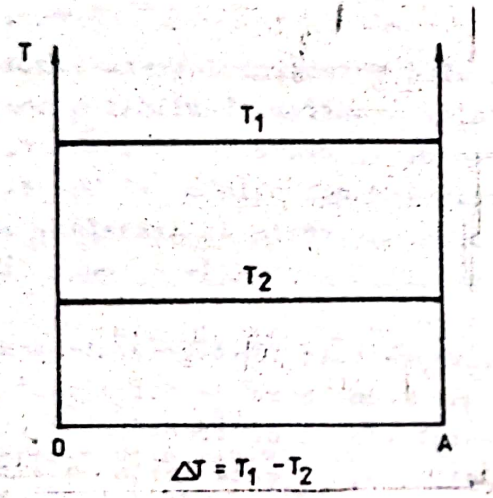


Fig.7.6.1. Variaţia temperaturii fluidelor pe suprafaţa de transfer de potenţial global constant.

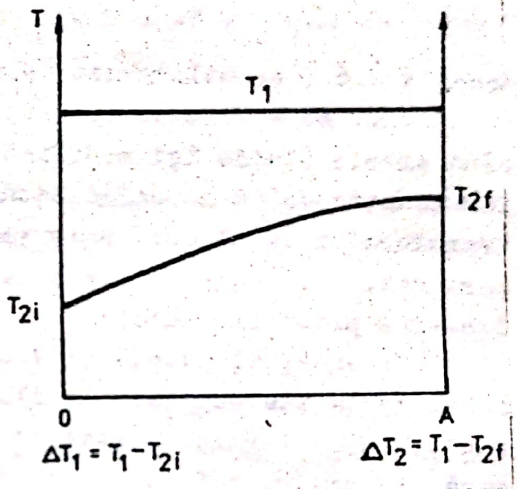


Fig.7.6.2. Variaţia temperaturilor pe suprafaţa de transfer pentru cazul cînd fluidul cald îşi modifică starea de agregare(valoarea lui ΔT_1 şi ΔT_2 nu depinde de sensul de circulaţie.

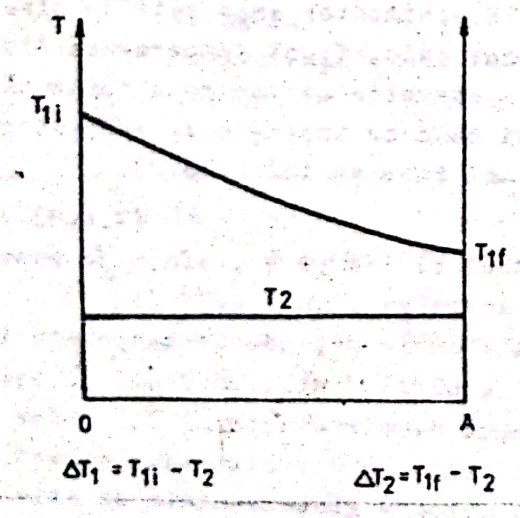


Fig.7.6.3. Variaţia temperaturilor pe suprafaţa de transfer pentru cazul cînd fluidul cald nu îşi modifică starea de agregare,iar fluidul rece îşi modifică starea de agregare(valoarea lui ΔT_1 şi ΔT_2 nu depinde de sensul de circulaţie).

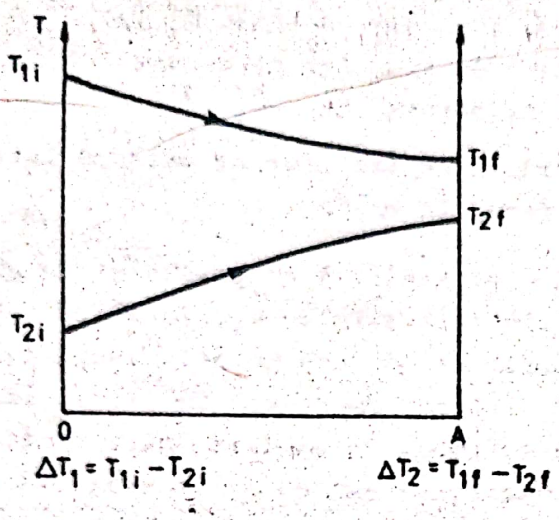


Fig.7.6.4.
Variaţia temperaturilor pe suprafaţa de transfer pentru cazul cînd nici un fluid nu îşi modifică starea de agregare - circulaţia în echicurent.

Pentru curent mixt sau încrucişat, se consideră pentru valoarea forţei motoare globale medie o valoare corectată a lui ΔT_m calculată ca pentru contracurent:

$$\Delta T_m = \varepsilon T_{m_{cc}} \qquad (7.6.11)$$

în care $\Delta T_{m_{cc}}$ se calculează cu relaţia 7.6.10, considerînd contracurentul, iar ε este un factor de corecţie, care se determină din grafice, prezentate în literatura de specialitate, în funcţie de două rapoarte între diferenţele de temperaturi ale fluidelor, notate P şi R [7] :

$$P = \frac{T_{1i} - T_{1f}}{T_{1i} - T_{2i}} \quad ; \quad R = \frac{T_{1i} - T_{1f}}{T_{2f} - T_{2i}} \qquad (7.6.12)$$

Atunci cînd raportul $\Delta T_1 / \Delta T_2 \leqslant 2$, potenţialul mediu global, pentru echicurent sau contracurent se poate calcula ca medie aritmetică a potenţialelor globale la capetele schimbătorului:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2} \qquad (7.6.13)$$

Coeficientul global de transfer de căldură se calculează în funcţie de coeficienţii individuali de transfer şi de rezistenţa termică a peretelui despărţitor, cu relaţia:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \qquad (7.6.14)$$

în care: K - coeficient global de transfer de căldură, în $\frac{w}{m^2K}$;

α_1-coeficient individual de transfer de căldură între fluidul cald şi perete, în $\frac{w}{m^2K}$;

α_2-coeficientul individual de transfer de căldură între perete şi fluidul rece, în w/m^2K;

$\frac{\delta_i}{\lambda_i}$ - rezistenţa termică a stratului i al peretelui de grosime δ_i şi conductivitate termică λ_i, în m^2K/W.

Coeficienţii individuali de transfer de căldură se calculează din ecuaţii criteriale, prezentate în literatura de specialitate, în funcţie de modul în care are loc schimbul de căldură între fluid şi perete(fără schimbarea stării de agregare sau cu schimbarea stării de agregare), de geometria spaţiului de curgere(determinată de tipul constructiv de schimbător) şi de condiţiile hidrodinamice.

In ecuaţiile criteriale din care se calculează coeficienţii individuali de transfer de căldură, intervin direct sau prin intermediul altor mărimi temperaturile peretelui în contact cu fluidele aflate de o parte şi de cealaltă parte a acestuia. Aceste mărimi nu se cunosc apriori, de aceea calculul coeficientului global de transfer de căldură, este un calcul prin încercări succesive. Există mai multe variante ale calculului prin încercări succesive ale coeficientului global, dintre care cea mai recomandabilă este metoda fluxurilor termice specifice(încărcărilor sau solicitărilor termice). Această metodă are avantajul că numărul de încercări se reduce la două, maxim trei, deoarece se poate utiliza proprietatea că fluxul termic specific variază aproximativ liniar cu temperatura, în limitele nu prea largi ale temperaturii.

Pentru prezentarea algoritmului de calcul al coeficientului global de transfer de căldură, se consideră modelul fizic al transferului de căldură într-un schimbător de căldură de suprafaţă, prezentat schematic în fig.7.6.6. Conform acestui model fluidul mai cald schimbă cu peretele căldură prin convecţie, care se transferă prin perete, prin conductivitate termică, iar de la peretele opus la fluidul mai rece, căldura se transferă din nou prin convecţie. Considerînd regimul staţionar, rezultă că toate fluxurile de căldură sînt egale între ele, adică:

$$Q_S = KA\Delta T_m = \alpha_1 A(T_1 - T_{p_1}) = \frac{A(T_{p1} - T_{p2})}{\sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}} = \alpha_2 A(T_{p2} - T_2) \qquad (7.6.15)$$

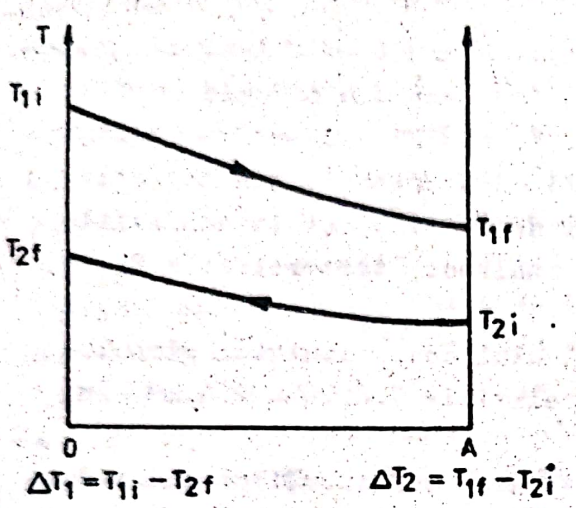


Fig.7.6.5. Variaţia temperaturilor pe suprafaţa de transfer cînd nici un fluid nu îşi modifică starea de agregare - circulaţia în contracurent.

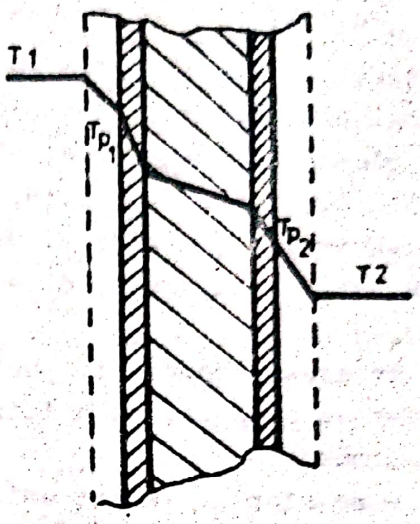


Fig.7.6.6. Modelul fizic al transferului de căldură într-un schimbător de suprafaţă.

Considerînd că suprafaţa nu variază pe direcţia de transfer(A=const) împărţind relaţia (7.6.15) prin A se obţine:

$$\frac{Q_S}{A} = q = K\,\Delta T_m = \alpha_1(T_1 - T_{p1}) = \frac{T_{p1} - T_{p2}}{\sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} = \alpha_2(T_{p2} - T_2) \qquad (7.6.16)$$

Fiecare termen al relaţiei(7.6.16) reprezintă un flux termic specific, care se notează:

$$q_1 = \alpha_1(T_1 - T_{p1}) \qquad (7.6.17)$$

$$q_p = (T_{p1} - T_{p2}) / \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} \qquad (7.6.18)$$

$$q_2 = \alpha_2(T_{p2} - T_2) \qquad (7.6.19)$$

Cu aceste notaţii relaţia 7.6.16, devine:

$$q = K \cdot \Delta T_m = q_1 = q_p = q_2 \qquad (7.6.20)$$

Din relaţiile 7.6.16 - 7.6.20, rezultă că ar fi suficient să cunoaştem unul din fluxurile termice specifice pentru a calcula coeficientul global de transfer de căldură. Examinînd expresiile lor, date de relaţiile 7.6.17 - 7.6.19, rezultă că acestea conţin mărimile necunoscute T_{p1} sau(şi)T_{p2}. Mai mult decît atît, şi în expresiile lui α_1 şi α_2 intervin, direct sau indirect, temperaturile T_{p1} şi T_{p2}.

In aceste condiţii, pentru calculul coeficientului global de transfer de căldură, se utilizează relaţiile 7.6.16 - 7.6.19, în modul următor:

- se adoptă valori orientative ale coeficienţilor individuali de transfer de căldură α_1 şi α_2 pe baza unor indicaţii din literatura de specialitate(în funcţie de modul în care are loc schimbul de căldură între fluide şi de natura fluidelor), care se utilizează în relaţia 7.6.14 pentru estimarea coeficientului global de transfer de căldură;

- valoarea estimată a lui K împreună cu valoarea adoptată a lui α_1 se utilizează în egalitatea:

$$K \cdot \Delta T_m = \alpha_1 (T_1 - T_{p1}) \qquad (7.6.21)$$

din care se determină o valoare estimată, a lui T_{p1}. Cu T_{p1} astfel estimat se calculează, cu ecuaţia criterială adecvată, α_1 şi apoi cu relaţia 7.6.17, fluxul termic specific, q_1;

- se egalează q_1 cu q_p dat de relaţia 7.6.18, de unde se determină T_{p2}:

$$T_{p2} = T_{p1} - q_1 \cdot \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} \qquad (7.6.22)$$

- se calculează α_2 cu ecuaţia criterială adecvată, după care cu relaţia 7.6.19, se calculează q_2;

- dacă fluxurile termice specifice q_1 şi q_2 sînt egale, sau dacă diferenţa dintre ele este nesemnificativă, înseamnă că T_{p1} a fost bine estimat din prima încercare şi calculul se consideră încheiat. In caz contrar se reia calculul, procedînd identic ca la prima iteraţie, cu deosebirea că estimarea coeficientului global de transfer de căldură se face cu valorile lui α_1 şi α_2 calculate la prima încercare. Dacă diferenţa dintre q_1 şi q_2, la prima încercare nu este prea mare(nu depăşeşte un ordin de mărime) sînt suficiente două iteraţii, deoarece se poate considera o dependenţă liniară a

fluxului termic specific de temperatura peretelui. Dacă această diferenţă depăşeşte un ordin de mărime, înseamnă că, la prima încercare, estimarea temperaturilor peretelui este necorespunzătoare,diferenţa dintre valoarea estimată şi cea reală a temperaturii peretelui fiind prea mare. In această situaţie există riscul ca pe un interval mai mare al temperaturii variaţia fluxului specific să nu mai fie liniară, de aceea se recomandă o nouă reluare a calculului, reţinînd pentru calculul lui K, valoarea lui q_1 şi q_2 obţinute în ultimele două încercări. Pentru determinarea valorii reale a temperaturii peretelui T_{p1_r} şi a valorii fluxului termic specific pentru care este îndeplinită condiţia dată de relaţia 7.6.20, se reprezintă grafic, la scară, fluxul termic specific în stratul limită termic de partea fluidului mai cald,în funcţie de temperatura peretelui de partea fluidului cald,şi fluxul termic specific în stratul limită termic de partea fluidului mai rece, în funcţie de aceeaşi temperatură. Dacă aceste dependenţe sînt liniare ajung cîte două puncte, pentru trasarea lor.

Notînd cu q_1 şi q_2 valorile fluxurilor specifice obţinute pentru o temperatură T_{p1}, respectiv cu q'_1 şi q'_2 valorile fluxurilor specifice obţinute pentru o altă temperatură T'_{p1}, variaţia celor două fluxuri specifice în funcţie de temperatura peretelui, este redată în fig.7.6.7.

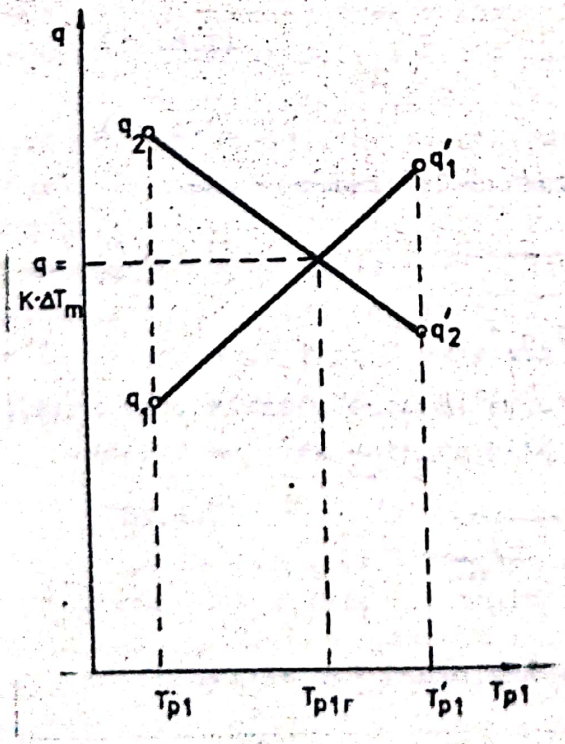


Fig.7.6.7.
Variaţia fluxurilor termice specifice în funcţie de temperatura peretelui.

Din fig.7.6.7, rezultă că ordonata intersecţiei celor două drepte este valoarea fluxului specific pentru care: $q_1=q_2=q=K\cdot\Delta T_m$, iar abscisa acestei intersecţii dă temperatura reală a peretelui, T_{pl_r}.

După determinarea fluxului specific, q, coeficientul global de transfer de căldură se calculează cu relaţia:

$$K = \frac{q}{\Delta T_m} \qquad (7.6.23)$$

Din fluxul specific se poate calcula direct şi suprafaţa de schimb de căldură:

$$A = \frac{|Q}{q} \qquad (7.6.24)$$

Observaţie: Determinarea fluxului termic specific, care corespunde condiţiei impuse de relaţia(7.6.20) se poate face şi analitic astfel: se determină dependenţele $q_1=f(T_{pl})$ şi $q_2=f(T_{pl})$, utilizînd relaţiile pentru ecuaţia unei drepte care trece prin două puncte date, după care se rezolvă sistemul format din cele două ecuaţii, a cărui soluţie este q şi T_{pl_r}.

Metoda fluxurilor specifice, prezentată anterior, este o metodă generală de calcul, care poate fi uşor programată pe un calculator numeric. O variantă particulară a acestei metode se poate aplica atunci cînd, în literatura de specialitate, sînt date ecuaţii criteriale în care α_1 şi α_2 sînt exprimaţi în funcţie de fluxul termic specific, q, prin relaţii de forma generală:

$$\alpha_1 = C_1 \cdot q^{n_1} \qquad (7.6.25)$$

$$\alpha_2 = C_2 \cdot q^{n_2} \qquad (7.6.26)$$

Aceste expresii introduse în relaţia(7.6.14) conduce la:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{C_1 q^{n_1}} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{C_2 q^{n_2}}} \qquad (7.6.27)$$

Deoarece, $q=K\cdot\Delta T_m$ (sau $q=K\cdot\Delta T$, la forţa motoare globală constantă), dacă se înmulţeşte relaţia 7.6.27, prin ΔT_m (sau ΔT), se obţine:

$$q = \frac{\Delta T_m}{\frac{1}{C_1 q^{n_1}} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{C_2 q^{n_2}}} \qquad (7.6.28)$$

care este o ecuaţie neliniară, într-o singură variabilă, q.

Prin rearanjarea termenilor din relaţia(7.6.28) se obţine:

$$P(q) = \frac{1}{C_1} q^{1-n_1} + q \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{C_2} q^{1-n_2} - \Delta T_m = 0 \qquad (7.6.29)$$

Ecuaţia 7.6.29 fiind neliniară, pentru rezolvarea ei se recomandă o metodă numerică. Deoarece ecuaţia dată de relaţia 7.6.29 conţine puteri ale lui q, metoda Newton-Raphson sau metoda Newton simplificată este rapid convergentă către soluţie.

Relaţia de recurenţă a metodei Newton-Raphson este:

$$q_n = q_{n-1} - \frac{P(q_{n-1})}{P'(q_{n-1})} \qquad (7.6.30)$$

în care n ia valorile succesive 1, 2, 3 . . .
Calculul se începe pentru n=1, ceea ce presupune alegerea unei soluţii iniţiale q_o. Numărul de calcule va fi cu atît mai mic cu cît soluţia iniţială este mai bine adoptată(mai apropiată de soluţia reală). Pentru estimarea soluţiei iniţiale se ţine cont că $q_o = K\Delta T_m$. Prin urmare se adoptă o valoare orientativă a coeficientului global de transfer de căldură cu care se calculează fluxul specific, considerat ca soluţie iniţială în metoda Newton-Raphson. Se calculează, cu relaţia 7.6.30, q_1, q_2, ş.a.m.d., pînă cînd diferenţa dintre două valori succesive este zero sau mai mică decît o valoare, ε, impusă. Ultima valoare a lui q care îndeplineşte condiţia de mai sus este soluţia ecuaţiei 7.6.29. Metoda Newton-Raphson are avantajul că este rapid convergentă către soluţie, dar prezintă dezavantajul că trebuie calculată valoarea primei derivate P'(q) la fiecare pas.

Metoda Newton simplificată, elimină acest dezavantaj, deoarece presupune calculul primei derivate a funcţiei numai pentru soluţia iniţială. Dar această metodă este mai lent convergentă decît metoda Newton-Raphson. Relaţia de recurenţă a metodei Newton simplificată este:

$$q_n = q_{n-1} - \frac{P(q_{n-1})}{P'(q_o)} \qquad (7.6.31)$$

Relaţia 7.6.31 se utilizează în modul expus la metoda Newton-Raphson.

Indiferent de metoda iterativă utilizată, calculul coeficientului global de transfer de căldură, presupune calcularea coeficienţilor individuali de transfer de căldură, de o parte şi de alta a peretelui despărţitor. Aşa cum s-a mai precizat, aceşti coeficienţi

se calculează din ecuaţii criteriale în funcţie de modul în care are loc schimbul de căldură între fluid şi perete, de condiţiile hidrodinamice şi de geometria spaţiului de curgere, care este determinată de tipul constructiv de schimbător de căldură. Mai mult decît atît, înainte de începerea calculului propriu-zis al coeficientului global de transfer de căldură, o parte din mărimile care exprimă geometric aria suprafeţei de transfer termic, trebuiesc adoptate. De exemplu dacă operaţia termică se realizează într-un schimbător de căldură tubular cu fascicul de ţevi în manta, suprafaţa de transfer este dată de aria laterală a celor n ţevi din fascicul, care au diametrul, d şi lungimea, l: $A=n.\pi\, d.l$. Este evident că expresia lui A conţine trei mărimi, dintre care două trebuiesc adoptate de la început(numărul de ţevi şi diametrul lor sau lungimea ţevilor şi diametrul lor), urmînd ca cea de-a treia mărime să fie determinată de valoarea suprafeţei de transfer termic. Aceste mărimi trebuiesc adoptate, la început, după alegerea tipului constructiv de schimbător şi a poziţiei sale de funcţionare, deoarece ele intervin direct sau indirect în expresiile de calcul ale coeficienţilor individuali de transfer de căldură.

Deoarece cele mai răspîndite schimbătoare sînt cele cu fascicul de ţevi în manta(multitubulare) se prezintă în continuare cîteva recomandări pentru proiectarea acestor schimbătoare, care pot servi şi ca ghid la adoptarea unor mărimi care intervin în expresia suprafeţei de transfer de căldură:

- prin ţevi va circula fluidul mai cald, cu debitul mai mic, cu vîscozitatea mai mică, cu presiunea mai mare, cel care formează depuneri, cel coroziv, iar printre ţevi va circula fluidul cu vîscozitatea mai mare, gazele şi vaporii;

- ţevile schimbătoarelor de căldură se repartizează cît mai uniform pe placa tubulară, în cercuri concentrice, în pătrat sau în hexagoane concentrice, această ultimă dispunere asigurînd utilizări optime a secţiunii schimbătorului;

- ţevile se aşează cît mai aproape una de alta pentru a se asigura o viteză cît mai mare pentru fluidul care trece printre ţevi şi pentru a se asigura o compactitate cît mai ridicată a schimbătorului. Pasul(distanţa dintre axele ţevilor)se ia între: 1,3 d_{ex} şi 1,5 d_{ex} (d_{ex} fiind diametrul exterior al ţevilor) ;

-diametrele exterioare recomandate pentru ţevile schimbătoarelor multitubulare sînt prezentate în tabelul 7.6.2, iar lungimile recomandate ale ţevilor din fascicul sînt date în tabelul 7.6.3, cu

observaţia că valorile din paranteze sînt mai puţin uzuale.

Tabelul 7.6.2. Diametre exterioare şi grosimile recomandate pentru ţevile schimbătoarelor de căldură multitubulare [34].

$d_{ex}\cdot\delta$ mm	10x1,5	(12x1,5)	14x2	(16x2)	18x2	20x2	(22x2,5)	25x2,5
$d_{ex}\cdot\delta$ mm	30x2,5	38x2,5	44,5x2,5	(51x 2,5)	57x2,5	(63,5x 3)	-	-

Tabelul 7.6.3. Lungimea ţevilor recomandată pentru schimbătoarele de căldură multitubulare(valori uzuale) [34].

L, m	0,5	(0,75)	1,0	(1,25)	1,5	2,0	2,5
L, m	3,0	(3,5)	4,0	(4,5)	5,0	6,0	-

Ca regulă generală, în cazul schimbătoarelor de căldură multitubulare, mărimile din expresia suprafeţei de transfer de căldură, care se adoptă depind de modul în care are loc transferul de căldură în aparat:

a) dacă cel puţin unul din fluide nu îşi modifică starea de agregare la trecerea prin schimbător, se adoptă numărul de ţevi şi diametrul ţevilor. Aceasta deoarece, în convecţia fără schimbarea stării de agregare coeficientul individual de transfer de căldură depinde de condiţiile hidrodinamice. Numărul de ţevi nu se adoptă însă direct, ci se adoptă o valoare convenabilă a criteriului Reynolds pentru fluidul care curge prin ţevi, din care se determină viteza acestuia:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_i}{\eta} \qquad (7.6.32)$$

în care: ρ şi η sînt respectiv densitatea şi vîscozitatea fluidului la temperatura medie din ţevi, iar d_i este diametrul interior al ţevilor. Cu viteza calculată din Reynolds se calculează numărul de ţevi, din ecuaţia debitului masic al fluidului care curge prin ţevi:

$$M_m = \rho v . n \frac{\pi d_i^2}{4} \qquad (7.6.33)$$

Se adoptă funcţie de n calculat numărul de ţevi cel mai apropiat dintr-un tabel care indică numărul ţevilor ce se montează pe placa tubulară pe hexagoane sau cercuri concentrice, după care se efectuează calculele în sens invers.Cu n adoptat se calculează,din relaţia

7.3.33 viteza fluidului în ţevi, iar apoi, cu relaţia 7.6.32 valoarea criteriului Reynolds, care se va utiliza, în continuare, în ecuaţia criterială pentru calculul coeficientului individual de transfer de căldură.

b) Dacă ambele fluide îşi modifică starea de agregare la trecerea prin schimbător(condensare-fierbere), se adoptă lungimea şi diametrul ţevilor, urmînd ca numărul de ţevi să se calculeze din expresia suprafeţei de transfer de căldură, după determinarea acesteia din ecuaţia transferului de căldură(ec.7.6.7).

Algoritmul general de calcul, prezentat în acest paragraf va fi particularizat pentru principalele cazuri ale transferului de căldură, mai frecvent întîlnite în practica industrială.

7.6.4.1. CAZUL VAPORI IN CONDENSARE-LICHID IN FIERBERE.

Acest caz este foarte frecvent întîlnit în cazul fierbătoarelor în care agentul de încălzire este aburul saturat sau umed.

Schimbătoarele de căldură utilizate pentru această operaţie sînt schimbătoarele de căldură tubulare în diferite variante constructive, cum ar fi: schimbătoarele de căldură cu fascicul rigid, schimbătoarele de căldură cu cap flotant cu sau fără spaţiu de vapori, schimbătoare de căldură cu fascicul tubular în formă de U cu sau fără spaţiu de vapori, etc. Poziţia în funcţionare a acestor schimbătoare poate fi verticală sau orizontală, lichidul circulă prin ţevi, iar vaporii condensează pe suprafaţa exterioară a ţevilor. In cazul schimbătoarelor de căldură cu ţevi în formă de U, utilizate ca refierbătoare la coloanele de rectificare, vaporii condensează în interiorul ţevilor iar lichidul în fierbere scaldă ţevile la exterior.

Dimensionarea tehnologică a unui astfel de schimbător presupune, în principal, calculul diametrului interior al mantalei, calculul înălţimii(lungimii) schimbătorului şi calculul dimensiunilor racordurilor. Etapele necesare într-un astfel de calcul sînt următoarele:

a) se alege tipul constructiv de schimbător şi poziţia lui de funcţionare, în funcţie de posibilităţile de amplasare în instalaţia tehnologică pe care o deserveşte;

b) se alege agentul termic de încălzire(abur sau vaporii altor substanţe) în funcţie de temperatura de fierbere a lichidului, şi parametrii acestuia(presiune sau temperatură şi conţinutul de umiditate) în funcţie şi de disponibilităţi. Se recomandă aburul, pentru temperaturi de fierbere care să nu necesite tempearaturi ale aburului mai mari decît 180-200°C, deoarece peste aceste valori presiu-

nea aburului este prea mare, ceea ce determină complicarea construcţiei schimbătorului. Pentru temperaturi mai ridicate se pot utiliza vaporii de difil(amestec eutectic de difenil şi difenil-eter) a căror presiune la temperatura de 370° este de 6,2 atmosfere tehnice (la presiunea atmosferică temperatura de fierbere este de 255°C);

c) se întocmeşte bilanţul termic, aplicînd relaţia 7.6.3,din care se calculează fluxul termic transferat, Q_S şi debitul de agent de încălzire, M_{ml};

d) se calculează valoarea forţei motoare globale, care în acest caz este constantă şi este dată de diferenţa dintre temperatura de condensare a agentului termic, T_1 şi temperatura de fierbere a lichidului, T_2. Deci: $\Delta T = T_1 - T_2$;

e) se adoptă diametrul ţevilor fasciculului şi lungimea ţevilor(din considerente de amplasare a schimbătorului). Deoarece lichidul care fierbe circulă prin ţevi se recomandă ca diametrul interior al ţevilor să fie cuprins între 40-50 mm.

f) se calculează coeficientul global de transfer de căldură, prin metoda fluxurilor termice specifice, expusă în paragraful 7.6.4. In acest scop se aleg, din literatura de specialitate, ecuaţiile criteriale adecvate, pentru calculul coeficienţilor individuali de transfer de căldură, după cum urmează:

- condensarea vaporilor pe o suprafaţă plană sau cilindrică verticală cu înălţimea H,[7]:

$$\alpha_1 = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{\lambda_1^3 \rho_1^2 r g}{\eta_1 H (T_1 - T_{p1})}} \qquad (7.6.34)$$

care este echivalentă cu relaţia:

$$\alpha_1 = 1{,}21 \lambda_1 \left[\frac{\rho_1^2 r g}{\eta_1 H}\right]^{1/3} \cdot q^{-\frac{1}{3}} \qquad (7.6.35)$$

în care: λ_1, ρ_1, η_1, sînt respectiv: conductivitatea termică, densitatea şi vîscozitatea dinamică ale condensatorului la o temperatură medie în stratul limită termic $T_{ml} = (T_1 + T_{p1})/2$. Cînd diferenţa $T_1 - T_{p1}$ nu depăşeşte 30-40 K, aceste valori se pot lua, cu suficientă precizie, la temperatura de condensare T_1. Tot în relaţiile 7.6.34 şi 7.6.35, r este căldura latentă de condensare, T_{p1} este temperatura peretelui, iar q este fluxul termic unitar($q = Q/A$).

- condensarea vaporilor pe suprafaţa exterioară a unui fascicul de ţevi orizontale,[7]:

$$\alpha_1 = 0{,}72 \varepsilon \sqrt[4]{\frac{\lambda_1^3 \rho_1^2 r \cdot g}{\eta_1 d_{ex} (T_1 - T_{p1})}} \qquad (7.6.36)$$

care este echivalentă cu relaţia:

$$\alpha_1 = 0{,}645 \cdot \varepsilon \cdot \lambda_1 \left[\frac{\rho_1^2 \cdot r \cdot g}{\eta_1 d_{ex}}\right]^{1/3} \cdot q^{\frac{1}{3}} \qquad (7.6.37)$$

Semnificaţia mărimilor din relaţiile 7.6.36 şi 7.6.37 este aceeaşi ca şi în relaţiile 7.6.34 şi 7.6.35. Coeficientul ε , din ultimele două relaţii, este un coeficient mediu pentru întregul fascicul, dependent de dispoziţia ţevilor în fascicul şi de numărul de ţevi din fiecare rînd vertical, n_v, care se determină, în funcţie de numărul total de ţevi, n, şi de numărul de ţevi de pe diagonala hexagonului, n_d, cu relaţia:

$$n_v = \frac{n}{2(n_d - 1)} \qquad (7.6.38)$$

Dependenţa coeficientului ε de numărul de ţevi din rîndurile verticale este prezentată în fig.7.6.8. [7].

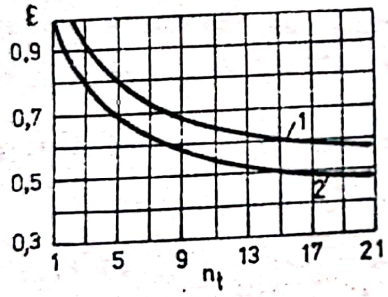


Fig.7.6.8. Dependenta lui ε de n_v.
1- decalat; 2- nedecalat.

- <u>fierberea lichidelor în bule, pentru un flux termic unitar q, mai mic decît q_{critic}</u> [7]:

$$\alpha_2 = b \cdot \left[\frac{\lambda_2^2}{\nu_2 \sigma_2 T_f}\right]^{1/3} \cdot q^{2/3} \qquad (7.6.38)$$

sau

$$\alpha_2 = b^3 \cdot \left[\frac{\lambda_2^2}{\nu_2 \sigma T_f}\right] \cdot \Delta T^2$$

în care:

$$b = 0{,}075(1 - 10(\rho_2/\rho_{v2})^{-2/3}$$

în care: λ_2 - conductivitatea termică a lichidului la temperatura de fierbere;

ν_2 - vîscozitatea cinematică a lichidului la temperatura de fierbere;

σ_2 - tensiunea superficială a lichidului la temperatura de fierbere;

ρ_2 - densitatea lichidului la temperatura de fierbere;

ρ_{v2} - densitatea vaporilor rezultaţi din lichid la temperatura de fierbere;

T_f - temperatura de fierbere; $\Delta T = T_{p2} - T_f$.

Unităţile de măsură ale mărimilor λ, ρ, η, σ, ν din relaţiile 7.6.34. - 7.6.39 sînt exprimate în sistemul internaţional. Temperaturile T_1 şi T_{p1} sînt exprimate în ^oC iar temperatura de fierbere T_f în ^oK.

Pentru calculul aproximativ al coeficientului individual de transfer de căldură la fierberea în bule în evaporatoarele verticale, pentru presiuni cuprinse între 0,2-10 ata se poate utiliza relaţia:

$$\alpha_2 = 2,72\,\varphi\, p_{abs}^{o,4} \cdot q^{o,7} \qquad (7.6.39)$$

în care: φ este un factor dependent de proprietăţile fizice ale lichidului, iar p_{abs} este presiunea în spaţiul de fierbere, în ata.

Deoarece în acest caz α_1 şi α_2 se pot exprima în funcţie de fluxul specific, q, pentru calculul coeficientului global de transfer de căldură se poate aplica varianta care presupune rezolvarea unei ecuaţii neliniare de forma relaţiei 7.6.29, prin metoda numerică Newton-Raphson sau prin metoda Newton simplificată, în care:

$$C_1 = 1,21\cdot\lambda_1\left[\frac{\rho_1^2 . r . g}{\eta_1 H}\right]^{1/3} \quad \text{iar } n_1 = -\frac{1}{3}, \text{ pentru fascicul vertical}$$

respectiv:

$$C_1 = 0,645\,\varepsilon\,\lambda_1\left[\frac{\rho_1^2 . r . g}{\eta_1 d_{ex}}\right]^{1/3} \quad \text{iar } n_1 = -\frac{1}{3}, \text{ pentru fascicul orizontal,}$$

$$C_2 = b\left[\frac{\lambda_2^2}{\nu_2\,\sigma_2 T_f}\right]^{1/3} \quad \text{iar } n_2 = \frac{2}{3}$$

In acest caz, tot în relaţia 7.6.29, ΔT_m se înlocuieşte cu $\Delta T = T_1 - T_2$, iar $\sum\frac{\delta_i}{\lambda_i}$, care reprezintă rezistenţa termică totală a peretelui se calculează în funcţie de grosimea şi conductivitatea termică a peretelui ţevii şi de natura depunerilor de o parte şi de alta a peretelui.

g) soluţia ecuaţiei(7.6.29) este fluxul termic unitar, din care se determină coeficientul global de transfer de căldură, ţinînd cont că $q = K\cdot\Delta T$, respectiv suprafaţa de schimb de căldură ştiind că $q = Q/A$;

h) după calculul suprafeţei de schimb de căldură, se determină din expresia acesteia: $A = \pi n d l$, numărul total de ţevi. In funcţie de numărul de ţevi, n, se determină diametrul interior al mantalei schimbătorului aşa cum se va indica la paragraful 7.6.5.

Acest algoritm de calcul are avantajul că poate fi programat

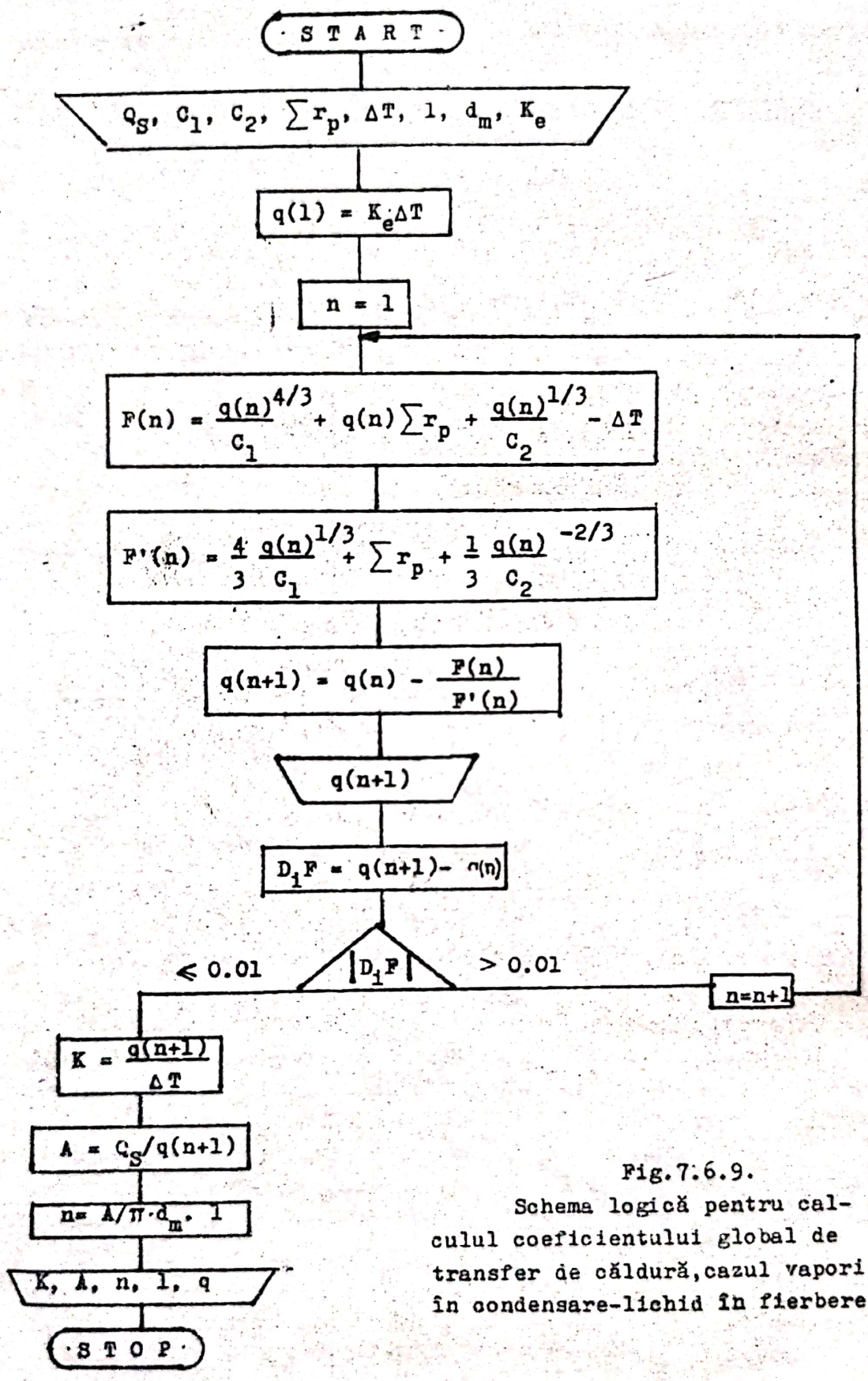


Fig.7.6.9.
Schema logică pentru calculul coeficientului global de transfer de căldură, cazul vapori în condensare-lichid în fierbere.

uşor pe un calculator numeric.

Schema logică a programului pentru calculul coeficientului global de transfer de căldură după algoritmul prezentat mai sus este redată în figura 7.6.9.

7.6.4.2. CAZUL VAPORI IN CONDENSARE-LICHID FARA SCHIMBAREA STARII DE AGREGARE.

Condensarea vaporilor saturaţi ai unei substanţe este folosită ca operaţie de sine stătătoare într-un proces tehnologic, dar şi pentru furnizarea căldurii, dezvoltate în condensare, pentru încălzirea altui fluid.

Cele mai răspîndite condensatoare de suprafaţă, în care agentul de răcire este un lichid, sînt schimbătoarele de căldură cu ţevi în manta. Dintre schimbătoarele de căldură netubulare se poate utiliza în acest caz, schimbătorul de căldură spiral, care are însă, în funcţionare, numai poziţia verticală.

In continuare se prezintă etapele dimensionării tehnologice a unui schimbător de căldură cu ţevi în manta, în care condensarea vaporilor saturaţi ai unei substanţe oarecare se face, fără subrăcire, cu ajutorul unui lichid care nu îşi modifică starea de agregare la trecerea prin schimbător:

a) Se alege tipul de schimbător şi poziţia lui de funcţionare.

b) Se alege agentul termic de condensare(de răcire) şi parametrii acestuia(temperatura iniţială şi finală) în funcţie de temperatura de condensare a vaporilor.

c) Se întocmeşte bilanţul termic, aplicîd relaţia 7.6.4, din care se calculează fluxul termic transferat, Q_s şi debitul de agent termic de răcire, M_{m2}(Pierderile de căldură din relaţia 7.6.4 se neglijează deoarece pierderile de căldură avantajează condensarea).

d) Se calculează valoarea forţei motoare globale medie cu relaţia 7.6.10 sau cu relaţia 7.6.13, după caz, în care ΔT_1 şi ΔT_2 se calculează aşa cum se indică în fig.7.6.2.

e) Deoarece lichidul nu îşi modifică starea de agregare în schimbător, se adoptă diametrul ţevilor şi numărul de ţevi. Dacă prin ţevi circulă un licnid, diametrul interior al ţevilor se adoptă între 15-25 mm. Numărul de ţevi se adoptă, indirect, în funcţie de o valoare adoptată a criteriului Reynolds. Procedeul este prezentat în paragraful 7.6.4(relaţiile 7.6.32 şi 7.6.33). In acest caz însă, deoarece din suprafaţa de schimb de căldură, se calculează lungimea ţevilor, trebuie stabilit, estimativ, înainte de calculul coeficientului global de transfer de căldură, dacă această lungime nu depăşeşte va-

loarea maximă admisă de 6 m. In cazul în care lungimea estimată a ţevilor este prea mare se adoptă un schimbător cu 2, 4, 6 mersuri, astfel încît lungimea ţevilor pe un mers să se încadreze între limitele admise. Estimarea numărului de mersuri, a numărului de ţevi pe un mers şi a numărului total de ţevi din aparat precede calculul coeficientului global de transfer de căldură, deoarece numărul total de ţevi intervine în relaţia de calcul a coeficientului individual de transfer de căldură pentru vaporii în condensare.

Pentru estimarea lungimii ţevilor pentru un schimbător de căldură cu un singur mers, se adoptă o valoare orientativă a coeficientului global de transfer de căldură, pe baza unor indicaţii din literatura de specialitate, în funcţie de natura fluidelor, care se utilizează în ecuaţia transferului de căldură(relaţia 7.6.8) pentru calculul suprafeţei de transfer. Din expresia suprafeţei de transfer: $A=n.\pi\ d.l$, se calculează valoarea estimată a lungimii ţevilor, l. Dacă această lungime este prea mare se adoptă un schimbător cu mai multe mersuri astfel încît, lungimea pe un mers, l' să fie cuprinsă între limitele admise. Dacă se notează cu z, numărul de mersuri atunci: $l=z.l'$.

f) Se calculează coeficientul global de transfer de căldură, prin metoda fluxurilor termice specifice, expusă în paragraful 7.6.4. Pentru calculul coeficienţilor individuali de transfer se utilizează ecuaţiile criteriale, prezentate în literatura de specialitate, după cum urmează:

- <u>condensarea vaporilor pe o suprafaţă plană sau cilindrică verticală</u>(dacă schimbătorul funcţionează în poziţie verticală):

Deoarece în acest caz nu se cunoaşte, în această fază a calculelor, înălţimea ţevilor, se utilizează o relaţie în care intervine numărul de ţevi şi diametrul exterior al acestora[7]:

$$\alpha_1 = 3{,}78\,\lambda_1 \sqrt[3]{\frac{\rho_1^2 d_{ex} \cdot n_t}{\eta_1 \cdot M_{m1}}} \qquad (7.6.40)$$

în care: λ_1, ρ_1 şi η_1 au aceeaşi semnificaţie ca şi în relaţiile 7.6.34 - 7.6.35, d_{ex} este diametrul exterior al ţevilor, M_{m1} este debitul masic de vapori care condensează, exprimat în kg/s, iar n_t este numărul total de ţevi din manta($n_t=z.n$, n fiind numărul de ţevi pe mers).

- <u>condensarea vaporilor pe suprafaţa exterioară a unui fascicul de ţevi orizontale[7]</u>:

$$\alpha_1 = 0{,}72\,\varepsilon \sqrt[4]{\frac{\lambda_1^3 \cdot \rho_1^2 \cdot r \cdot g}{\eta_1\, d_{ex}\, (T_1 - T_{p1})}} \qquad (7.6.41)$$

în care parametrul ε , are aceeaşi semnificaţie ca şi în relaţiile 7.6.36-7.6.37.

- convecţia forţată fără schimbarea stării de agregare la curgerea prin ţevi.

Expresia ecuaţiei criteriale depinde de regimul de curgere[7] :

a) In regim laminar, pentru care $Re_2 < 2300$:

$$Nu_2 = 0,15\,\varepsilon_1 \cdot Re_2^{0,33} \cdot Gr_2^{0,1} \cdot Pr_2^{0,43} \left[\frac{Pr_2}{Pr_p}\right]^{0,25} \qquad (7.6.42)$$

b) In regim intermediar, pentru care $2300 < Re_2 < 10.000$;[34] :

$$Nu_2 = C \cdot Pr_2^{0,43} \left[\frac{Pr_2}{Pr_p}\right]^{0,25} \qquad (7.6.43)$$

Constanta C este prezentată în tabelul 7.6.4, în funcţie de valoarea criteriului Reynolds pentru fluidul din ţevi:

Tabelul 7.6.4. Coeficientul C din relaţia 7.6.43, în funcţie de Reynolds[34].

Re_2	2300	2500	3000	3500	4000	5000	6000	7000	8000	9000	10000
C	2,2	4,9	7,5	10	12,2	16,5	20	24	27	31,5	33

c) In regim turbulent, pentru care $Re_2 > 10.000$, [7]:

$$Nu_2 = 0,021\,\varepsilon_1 Re_2^{0,8} \cdot Pr_2^{0,43} \cdot \left[\frac{Pr_2}{Pr_p}\right]^{0,25} \qquad (7.6.44)$$

Expresia criteriilor de similitudine din ecuaţiile 7.6.42 - 7.6.44 sînt date de relaţiile:

- criteriul Nusselt:

$$Nu_2 = \frac{\alpha_2 d_i}{\lambda_2} \qquad (7.6.45)$$

- criteriul Reynolds:

$$Re_2 = \frac{\rho_2 d_i v_2}{\eta_2} \qquad (7.6.46)$$

- criteriul Grashof:

$$Gr_2 = \frac{g \cdot d_i^3 \cdot \rho_2^2}{\eta_2^2} \beta_2 (T_{p2} - T_2) \qquad (7.6.47)$$

- **criteriul Prandtl:**

$$Pr_2 = \frac{c_{p2}\,\eta_2}{\lambda_2} \qquad (7.6.48)$$

Proprietăţile fizice ale lichidului din relaţiile(7.6.45-7.6.48), ρ_2(densitatea), η_2(vîscozitatea dinamică), λ_2(conductivitatea termică), c_{p2}(căldura specifică) şi β_2(coeficientul de dilatare volumică) se iau la temperatura medie a lichidului: $T_2=(T_{2i}+T_{2f})/2$, în sistemul internaţional.

Parametrul ε_1 din relaţiile 7.6.42 şi 7.6.44, depinde de raportul dintre lungimea ţevii pe un mers, l' şi diametrul interior al ţevii, d_i. Dacă: $l'/d_i \geq 50$, atunci $\varepsilon_1=1$. Dacă $l'/d_i < 50$, factorul de corecţie ε_1 se ia din tabele sau se calculează cu relaţia:

$$\varepsilon_1 = \frac{1,38}{(l'/d_i)^{0,12}} \qquad (7.6.49)$$

Criteriul Pr_p se calculează tot cu relaţia (7.6.48), cu deosebirea că vîscozitatea, conductivitatea termică şi căldura specifică a lichidului se iau la temperatura peretelui în contact cu lichidul, T_{p2}.

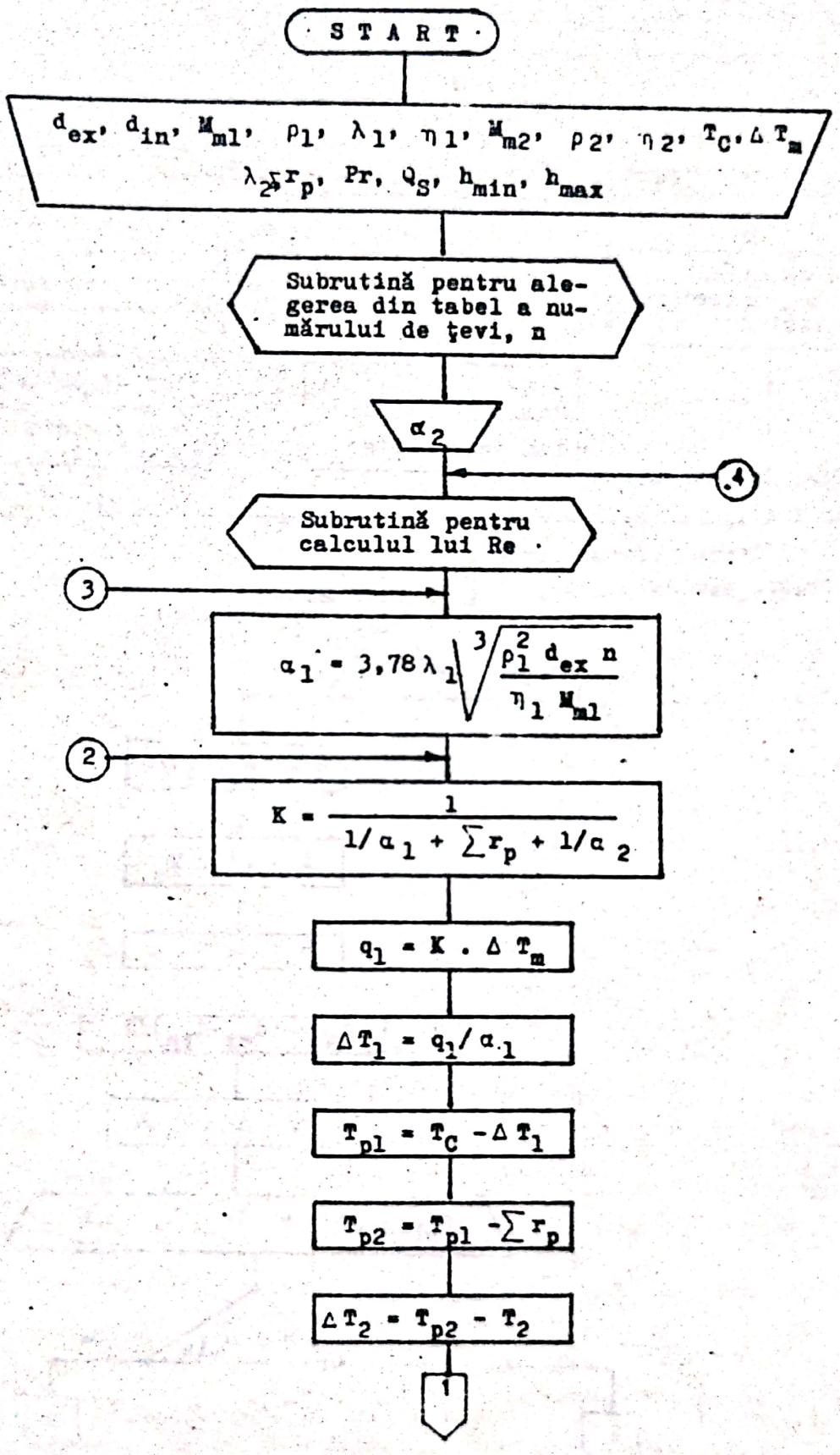
g) Cunoscînd valoarea coeficientului global de transfer de căldură se calculează, din relaţia (7.6.8), suprafaţa de schimb de căldură A, din care apoi se calculează lungimea ţevilor pe un singur mers, ţinînd cont că:

$$A = n_t \cdot \pi \cdot d\, l' \qquad (7.6.50)$$

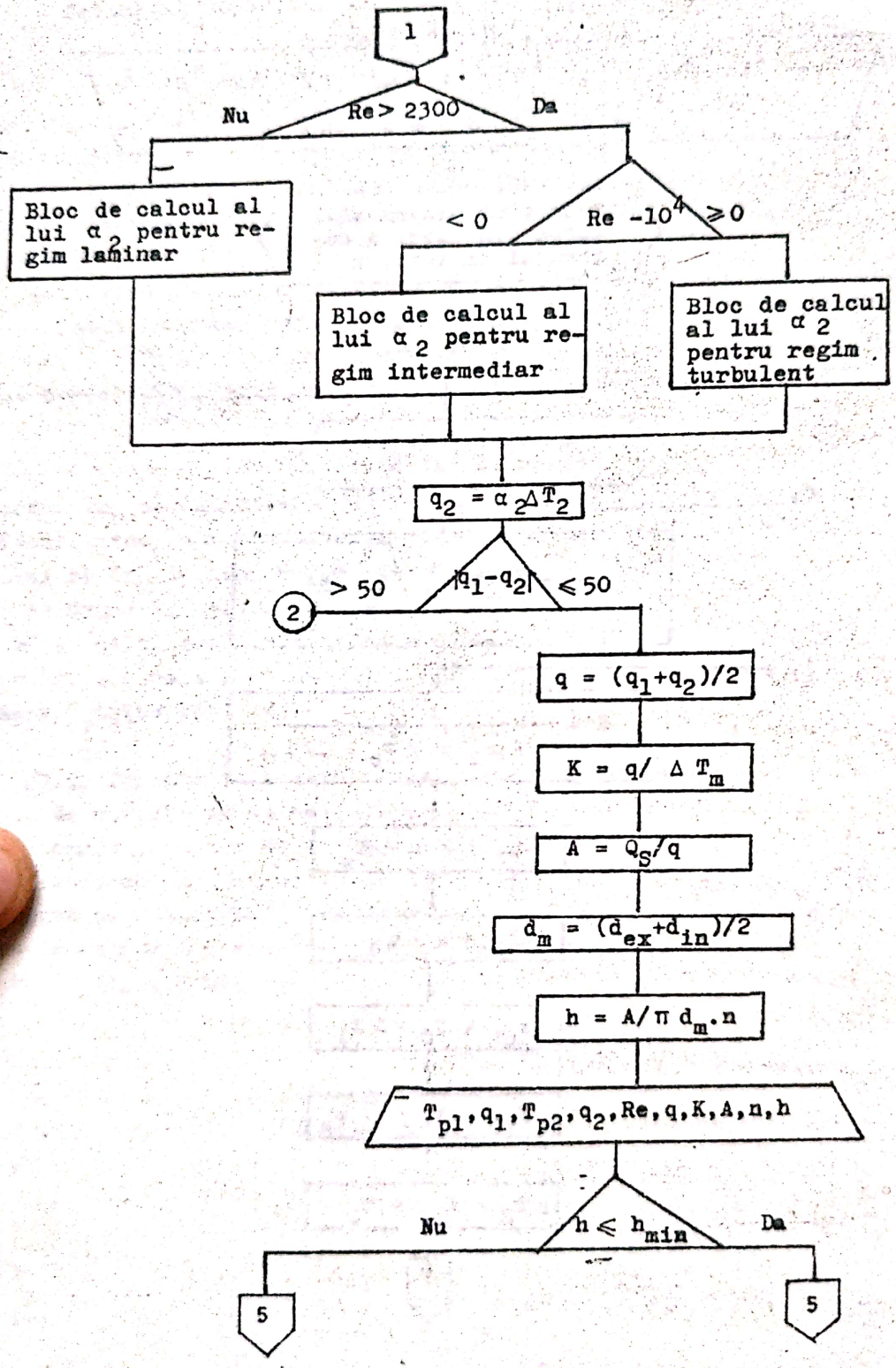
h) In funcţie de numărul total de ţevi din schimbător şi de numărul de mersuri se va determina diametrul interior al mantalei schimbătorului aşa cum se va indica la paragraful 7.6.5.

Algoritmul pentru calculul coeficientului global de transfer de căldură şi a lungimii ţevilor prezentat mai sus poate fi programat pe un calculator numeric. Schema logică a programului, este prezentată în fig.7.6.10.

Scanned with OKEN Scanner



Scanned with OKEN Scanner


1
Re > 2300
Nu
Da
Bloc de calcul al lui α_2 pentru regim laminar
Re -10^4
< 0
≥ 0
Bloc de calcul al lui α_2 pentru regim intermediar
Bloc de calcul al lui α_2 pentru regim turbulent
$q_2 = \alpha_2 \Delta T_2$
$|q_1 - q_2|$
> 50
≤ 50
2
$q = (q_1+q_2)/2$
$K = q/\Delta T_m$
$A = Q_S/q$
$d_m = (d_{ex}+d_{in})/2$
$h = A/\pi d_m . n$
$T_{p1}, q_1, T_{p2}, q_2, Re, q, K, A, n, h$
h ≤ h_{min}
Nu
Da
5
5

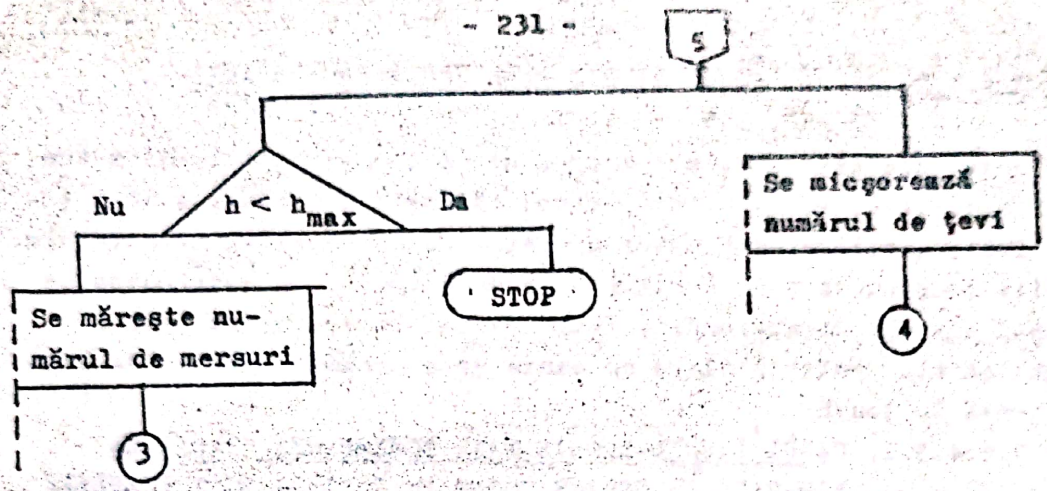


Fig.7.6.10. Schema logică a programului pentru calculul coeficientului global de transfer de căldură, cazul: vapori în condensare - lichid fără schimbarea stării de agregare.

Scanned with OKEN Scanner

7.6.4.3. CAZUL LICHID-LICHID FARA SCHIMBAREA STARII DE AGREGARE.

Acest caz este întîlnit într-o serie de operaţii termice cum ar fi: încălzirea, răcirea, recuperarea căldurii reziduale a unui lichid. Pentru realizarea acestor operaţii se pot utiliza oricare din tipurile constructive de schimbătoare de căldură. In continuare se prezintă etapele dimensionării tehnologice, pentru acest caz, a schimbătoarelor multitubulare cu manta şi a schimbătoarelor de căldură ţeavă în ţeavă.

7.6.4.3.1. CAZUL LICHID-LICHID FARA SCHIMBAREA STARII DE AGREGARE IN SCHIMBATOARE DE CALDURA MULTITUBULARE CU MANTA.

Si în acest caz, dimensionarea tehnologică a schimbătoarelor presupune, în principal, calculul diametrului interior al mantalei, calculul lungimii ţevilor şi calculul diametrului racordurilor.

Algoritmul general de calcul, este cel prezentat în paragraful 7.6.4, recomandîndu-se şi în acest caz metoda fluxurilor termice unitare. Etapele în aplicarea acestui algoritm sînt următoarele:

a) Se alege agentul de încălzire sau de răcire, după caz, şi temperatura acestuia la intrarea şi ieşirea din schimbător, considerînd că temperatura celuilalt lichid la intrarea şi ieşirea din schimbător sînt impuse din considerente tehnologice.

b) Se alege fluidul care va circula prin ţevi şi cel care va circula prin spaţiul intertubular şi sensul de circulaţie al fluidelor, recomandîndu-se contracurentul.

c) Se întocmeşte bilanţul termic, aplicînd relaţia 7.6.6, din care se calculează fluxul termic transferat Q_S şi debitul de fluid cald sau de fluid rece, după caz. Pierderile de căldură, Q_p, se adoptă astfel încît acestea să reprezinte între 3-5% din căldura utilă.

d) Se calculează valoarea forţei motoare globale medie cu relaţia 7.6.10 sau cu relaţia 7.6.13, după caz.

e) Se adoptă diametrul interior al ţevilor între 15-25 mm şi pasul(distanţa dintre axele ţevilor), $t=1,3\ d_{ex}$.

f) Se adoptă numărul de ţevi, întocmai ca la paragraful 7.6.4.2 e. După stabilirea numărului de mersuri şi a numărului de ţevi pe un mers, se calculează diametrul interior al mantalei schimbătorului aşa cum se indică la paragraful 7.6.5.

g) După determinarea diametrului interior al mantalei schimbătorului, Din, se stabileşte valoarea criteriului Reynolds pentru

lichidul care curge prin spaţiul dintre ţevi. Considerînd că fluidul mai cald curge prin ţevi, iar fluidul mai rece prin spaţiul intertubular, regimul de curgere al fluidului rece se calculează cu relaţia:

$$Re_2 = \frac{\rho_2 v_2 d_{ech}}{\eta_2} \qquad (7.6.51)$$

în care: d_{ech} este diametrul echivalent al spaţiului intertubular, calculat cu relaţia:

$$d_{ech} = \frac{D_{in}^2 - n_t d_{ex}^2}{D_{in} + n_t d_{ex}} \qquad (7.6.52)$$

unde: n_t este numărul total de ţevi din manta.
Viteza liniară a lichidului în spaţiul intertubular se calculează din ecuaţia debitului:

$$M_{m2} = \rho_2 v_2 \frac{\pi}{4} (D_{in}^2 - n_t d_{ex}^2) \qquad (7.6.53)$$

h) Dacă schimbătorul de căldură are mai multe mersuri, circulaţia lichidului în schimbător are loc în curent mixt şi deci potenţialul mediu global calculat pentru contracurent trebuie corectat cu factorul de corecţie, ξ care se determină în modul indicat în paragraful 7.6.4. (relaţiile 7.6.11-7.6.12).

i) Se calculează coeficientul global de transfer de căldură prin algoritmul general prezentat în paragraful 7.6.4. Coeficientul individual de transfer de căldură pentru fluidul care curge prin ţevi se calculează, în funcţie de regimul de curgere, utilizînd una din relaţiile 7.6.42-7.6.44, prezentate în paragraful 7.6.4.2. Conform convenţiei adoptate, dacă se consideră că prin ţevi circulă fluidul mai cald, toţi indicii care însoţesc criteriile de similitudine şi proprietăţile fizice ale lichidului vor fi notaţi cu 1.

Pentru fluidul care curge prin spaţiul intertubular se pot utiliza aceleaşi relaţii de calcul al coeficientului individual de transfer de căldură, α_2, cu observaţia că mărimea geometrică caracteristică este diametrul echivalent, calculat cu relaţia(7.6.52).

In afară de aceste relaţii, utilizabile cînd fasciculul de ţevi este montat într-o manta cilindrică, fără şicane, se mai poate utiliza şi relaţia;[34] :

$$Nu_2 = C\, Re_2^{0,6} \cdot Pr_2^{0,33} \left[\frac{\eta_2}{\eta_p}\right]^{0,14} \qquad (7.6.54)$$

în care: $Nu_2 = \frac{\alpha_2 d_{ech}}{\eta_2}$; Re_2 se calculează cu relaţia(7.6.51), Pr_2 se calculează cu relaţia(7.6.48), η_2 este vîscozitatea lichi-

dului la temperatura medie, iar η_p este vîscozitatea lichidului la temperatura peretelui, T_{p2}.

Constanta C din relaţia 7.6.54 se exprimă în funcţie de diametrul echivalent al secţiunii de curgere[34] :

$$C = 1,16.d_{ech}^{o,6} \qquad (7.6.55)$$

Relaţia(7.6.54) este valabilă pentru $0,5 < Pr_2 < 500$ şi regim turbulent. Dacă spaţiul intertubular este prevăzut cu şicane transversale de tip segment(fig.7.6.11) relaţiile criteriale pentru calculul criteriului Nusselt sînt următoarele[34] :

- pentru $Re_2 < 1000$:

$$Nu_2 = 0,56\ Re_2^{o,56}\ Pr_2^{o,36} \left[\frac{Pr_2}{Pr_p}\right]^{o,25} \varepsilon_\varphi \qquad (7.6.56)$$

- pentru $Re_2 > 1000$ şi ţevi decalate:

$$Nu_2 = 0,4\ Re_2^{o,6}\ Pr_2^{o,36} \left[\frac{Pr_2}{Pr_p}\right]^{o,25} \varepsilon_\varphi \qquad (7.6.57)$$

In relaţiile 7.6.56 şi 7.6.57, temperatura determinantă este temperatura medie a lichidului, iar mărimea geometrică caracteristică este diametrul exterior al ţevilor. Pentru schimbătoarele de căldură cu şicane transversale coeficientul $\varepsilon_\varphi = 0,6$.

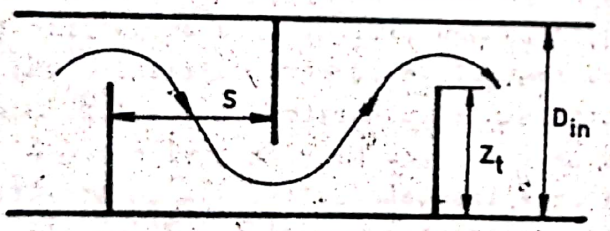


Fig.7.6.11
Curgerea în lungul unui fascicul de ţevi în prezenţa şicanelor segment.

j) După calculul coeficientului global de transfer de căldură se determină suprafaţa de schimb de căldură din care se calculează, cu relaţia(7.6.50), lungimea ţevilor.

7.6.4.3.2. CAZUL LICHID-LICHID FARA SCHIMBAREA STARII DE AGREGARE IN SCHIMBATAORE DE CALDURA TEAVA IN TEAVA.

Aceste schimbătoare se utilizează cînd este necesară răcirea sau încălzirea unui debit mic de lichid. Pentru dimensionarea acestor schimbătoare se procedează ca în paragraful 7.6.4.3.1, punctele a, b, c, d, după care etapele calculului sînt următoarele:

e) Se adoptă pentru fluidul care circulă prin ţeava interi-

oară, un regim de curgere convenabil.

Dacă prin ţeava interioară circulă fluidul mai cald, din Re_1 şi din debitul de fluid cald, M_{m1} se calculează diametrul ţevii interioare, care se standardizează:

$$Re_1 = \frac{\rho_1 v_1 d_{in}}{\eta_1} \qquad (7.6.58)$$

$$M_{m1} = \rho_1 v_1 \frac{\pi d_{in}^2}{4} \qquad (7.6.59)$$

de unde:

$$d_{in} = \frac{4 \cdot M_{m1}}{\pi Re_1 \cdot \eta_1} \qquad (7.6.60)$$

f) Se alege o valoare convenabilă a criteriului Reynolds pentru fluidul ce curge prin spaţiul inelar dintre ţeava interioară şi cea exterioară, din care se determină diametrul echivalent al secţiunii de curgere:

$$Re_2 = \frac{\rho_2 v_2 d_{ech}}{\eta_2} \qquad (7.6.61)$$

şi ţinînd cont că: $d_{ech} = D_{in} - d_{ex}$, iar:

$$M_{m2} = \rho_2 v_2 \frac{\pi}{4} (D_{in}^2 - d_{ex}^2) \qquad (7.6.62)$$

rezultă:

$$D_{in} = \frac{4 M_{m2}}{\pi Re_2 \eta_2} - d_{ex} \qquad (7.6.63)$$

unde: d_{ex} este diametrul exterior al ţevii interioare, iar D_{in} diametrul interior al ţevii exterioare.

g) Cu valorile Re_1 şi Re_2 se trece la calculul coeficientului global de transfer de căldură utilizînd algoritmul prezentat în paragraful 7.6.4. Coeficientul individual de transfer de căldură pentru fluidul mai cald (considerat că circulă prin ţeava interioară) se calculează în funcţie de regimul de cugere cu una din relaţiile 7.6.42-7.6.44 discutate la paragraful 7.6.4.2. Aceleaşi relaţii se pot utiliza şi pentru calculul coeficientului individual al fluidului care circulă prin spaţiul inelar, cu observaţia că mărimea geometrică caracteristică în acest caz este diametrul echivalent, $d_{ech} = D_{in} - d_{ex}$.

h) Se calculează suprafaţa de transfer din relaţia 7.6.6. Ţinînd cont că suprafaţa de transfer este dată de aria laterală a ţevii interioare, rezultă: $A = n_e \cdot \pi \cdot d_m \cdot l_e$ (7.6.64)

în care: n_e este numărul de elemente identice înseriate;
d_m - diametrul mediu al ţevii interioare;
l_e - lungimea unui element.

Se adoptă lungimea unui element, din considerente de amplasare a schimbătorului, şi din relaţia(7.6.64) se calculează numărul de elemente. Se rotunjeşte acest număr la o valoare întreagă şi se recalculează, din relaţia(7.6.64), lungimea unui element.

7.6.4.4. CAZUL VAPORI IN CONDENSARE-GAZ.

Incălzirea unor gaze este uneori necesară într-un proces tehnologic. Un exemplu frecvent întîlnit în practică este încălzirea aerului(sau a altor agenţi de uscare gazoşi) utilizat ca agent de uscare în uscarea convectivă. Cînd agentul de încălzire este aburul saturat sau umed, diferenţa dintre coeficienţii individuali de transfer de căldură este prea mare şi pentru a se micşora rezistenţa la transferului de căldură de partea gazului se măreşte aria suprafeţei de transfer de partea gazului prin utilizarea ţevilor cu aripioare transversale sau longitudinale.

Schimbătoarele de căldură pentru încălzirea gazelor cu abur denumite şi calorifer cu abur sînt construite dintr-un fascicul orizontal sau vertical de ţevi cu aripioare montate într-o manta rectangulară. Aburul circulă prin ţevi, iar aerul scaldă ţevile la exterior(este în contact cu suprafaţa extinsă). Astfel de schimbătoare se pot realiza din fontă turnată sau din ţevi din oţel. Aripioarele pot fi circulare, pătrate, hexagonale sau spirale. Aripioarele pot fi realizate prin turnare(odată cu ţeava) sau prin ambutisarea separată a aripioarelor şi introducerca lor pe ţeava trasă, după care are loc o scufundare a ansamblului într-o baie de zinc topit.

Bateriile de încălzire cu abur sînt tipizate. Caracteristicile constructive pentru bateriile de încălzire cu aripioare spirale, fabricate la ICMA-Bucureşti, prezentate schematic în fig.7.6.12, sînt date în tabelul 7.6.5 şi în tabelul 7.6.6. Banda se înfăşoară pe ţeavă sub formă de spirală cu pasul de 4 mm, asigurîndu-se 250 spire/metru liniar de ţeavă. Distanţa dintre axele ţevilor aşezate pe acelaşi rînd este de 54 mm, iar distanţa dintre axele ţevilor situate pe două rînduri adiacente este de 47 mm. Presiunea maximă a aburului 12 at.

Pentru alegerea unei baterii de încălzire se procedează astfel:

a) Se întocmeşte bilanţul termic aplicînd relaţia 7.6.4, din care se calculează fluxul termic, Q_S şi debitul de abur de încălzire.

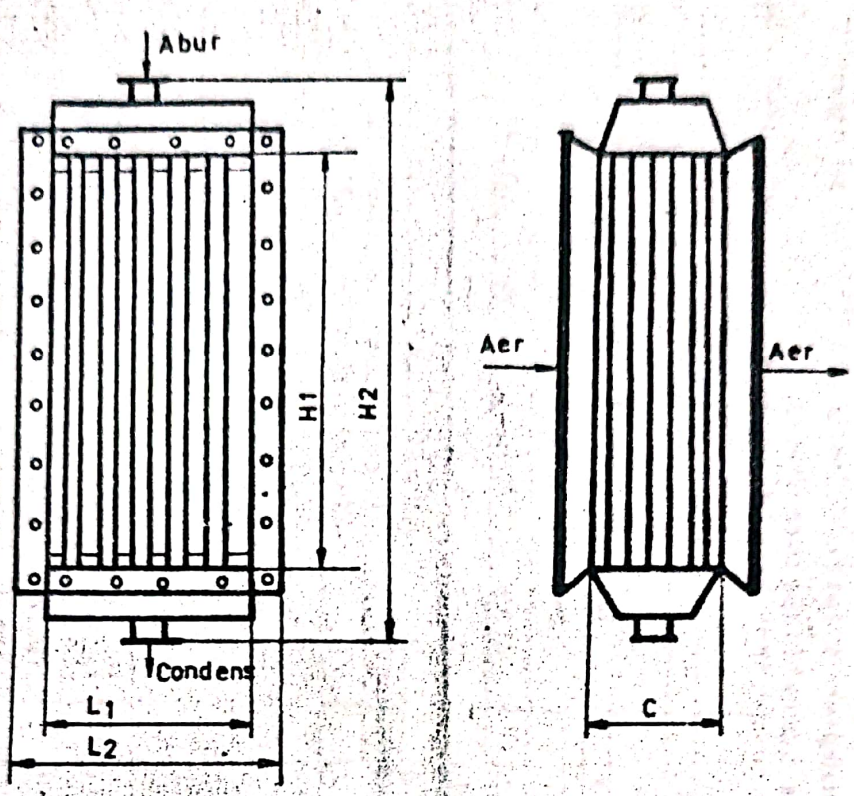


Fig.7.6.12. Baterie de încălzire cu aripioare (tipizare I.C.M.A).

b) Se calculează forţa motoare globală medie cu relaţia 7.610.

c) Se adoptă viteza masică a aerului($\rho_2 v$) recomandîndu-se ca această valoare să nu depăşească 3,5 $kg/m^2.s$.(Densitatea aerului, ρ_2, trebuie considerată la temperatura de intrare în baterie, T_{2i}).

d) Cu valoarea adoptată pentru viteza masică a aerului se calculează secţiunea de trecere a gazului:

$$S_t = \frac{M_{a2}}{\rho_2 v} \qquad (7.6.65)$$

Se caută în tabelul 7.6.5 tipul de baterie cu secţiunea cea mai apropiată de cea calculată cu relaţia 7.6.65, care se foloseşte la recalcularea vitezei masice cu relaţia 7.6.65. La alegerea tipului de baterie se adoptă şi numărul rîndurilor de ţevi.

e) Cu valoarea reală a vitezei masice se determină coeficientul global de transfer de căldură, din diagrama reprezentată în fig.7.6.13, în funcţie de numărul de rînduri de ţevi.

Tabelul 7.6.5. Caracteristici constructive ale bateriilor de încălzire cu ţevi cu aripioare spirale, care utilizează ca agent de încălzire aburul(tipizare ICMA).

Tipul	Secţiunea de trecere a gazului, S_t m²	H_1 mm	H_2, mm					Suprafaţa de încălzire, m²				
			Nr.rîndurilor de ţevi					Nr.rîndurilor de ţevi				
			2	3	4	5	6	2	3	4	5	6
1	2	3	4	5	6	7	8	9	1o	11	12	13
Bab 1	0,098	400	680	690	720	750	770	3,90	5,85	7,80	9,75	11,75
2	0,1225	500	780	790	820	850	870	4,88	7,32	9,76	12,20	14,60
3	0,147	600	880	890	920	950	970	5,85	8,79	11,72	14,64	17,08
4	0,1715	700	980	990	1020	1050	1070	6,83	10,24	13,66	17,07	20,49
5	0,1765	500	780	790	820	850	870	7,32	10,98	14,64	18,30	21,29
6	0,2118	600	880	890	920	950	970	8,78	13,17	17,56	21,95	26,34
7	0,2471	700	980	990	1020	1050	1070	10,25	15,37	20,50	25,62	30,75
8	0,2824	800	1080	1090	1120	1150	1170	11,71	17,56	25,42	29,27	35,13
9	0,3227	700	980	990	1020	1050	1070	13,67	20,49	27,32	34,16	40,98
10	0,3688	800	1080	1090	1120	1150	1170	15,62	23,42	31,24	39,05	46,86
11	0,4149	900	1180	1190	1220	1250	1270	17,57	26,35	35,14	43,92	52,71
12	0,4610	1000	1280	1290	1320	1350	1370	19,52	29,28	39,14	48,80	58,56
13	0,5121	900	1180	1190	1220	1250	1270	21,96	32,94	43,92	51,90	65,88
14	0,569	1000	1280	1290	1320	1350	1370	24,40	36,60	48,80	61,00	73,20
15	0,6259	1100	1380	1390	1420	1450	1470	26,84	40,26	53,68	67,10	80,52
16	0,6828	1200	1480	1490	1520	1550	1570	29,28	43,92	58,56	73,20	87,84
17	0,7447	1100	1380	1390	1420	1450	1470	32,21	48,31	64,42	80,52	96,62

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 7.6.5. (continuare)

1	2	3	4	5	6	7	8	9	1o	11	12	13
18	0,8124	1200	1480	1490	1520	1550	1570	35,14	52,71	70,28	87,85	105,42
19	0,8801	1300	1580	1590	1620	1650	1670	38,07	57,10	76,14	95,17	114,42
20	0,9478	1400	1680	1690	1720	1750	1770	40,99	61,48	81,97	102,46	122,96
21	1,0205	1300	1580	1590	1620	1650	1670	44,41	66,61	88,83	111,03	133,24
22	1,000	1400	1680	1690	1720	1750	1770	47,82	71,73	95,64	119,55	143,46
23	1,1775	1500	1780	1790	1820	1850	1870	51,24	76,86	102,48	128,10	153,72
24	1,2560	1600	1880	1890	1920	1950	1970	54,66	81,99	109,32	136,65	163,98
25	1,3395	1500	1780	1790	1820	1850	1870	58,56	87,84	117,12	146,40	175,68
26	1,4280	1600	1880	1890	1920	1950	1970	62,46	93,69	124,92	156,15	187,38
27	1,5181	1700	1980	1990	2020	2050	2070	66,37	99,55	132,74	165,92	199,11
28	1,6074	1800	2080	2090	2120	2150	2170	70,26	105,39	140,53	175,65	210,78

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 7.6.6. Caracteristici constructive ale bateriilor cu ţevi cu aripioare spirale, care utilizează ca agent de încălzire aburul(tipizare ICMA).

Tipul	Nr. ţevi pe un rînd	L_1, mm	L_2 mm	C, mm — Nr.rîndurilor de ţevi 2	3	4	5	6
Bab 1-Bab 4	4	235	329	225	270	315	360	405
Bab 5-Bab 8	6	343	437	225	270	315	360	405
Bab 9-Bab12	8	450	545	225	270	315	360	405
Bab13-Bab16	10	560	653	225	270	315	360	405
Bab17-Bab20	12	667	761	225	270	315	360	405
Bab21-Bab24	14	775	889	245	290	335	380	425
Bab25-Bab28	16	880	997	245	290	335	380	425

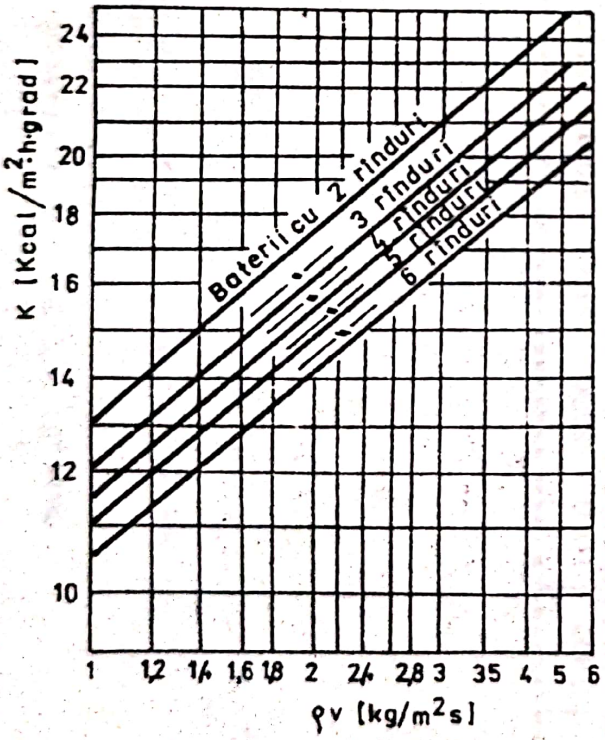


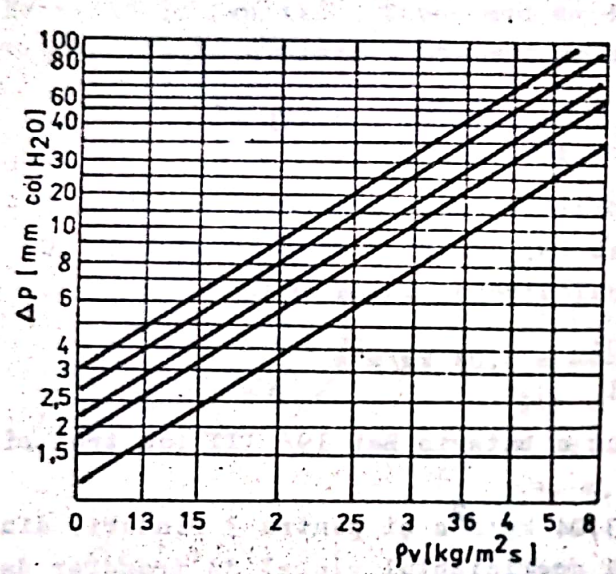
Fig.7.6.13. Coeficientul global mediu de transfer de căldură pentru baterii cu aripioare spirale, încălzite cu abur.

f) Se calculează suprafaţa necesară de încălzire cu relaţia:

$$A = 1{,}1 \frac{Q}{K \cdot \Delta T_m} \qquad (7.6.66)$$

Coeficientul 1,1 din relaţia (7.6.66) reprezintă o rezervă de siguranţă.

Dacă suprafaţa calculată cu relaţia(7.6.66) este mult mai mică sau mai mare decît cea dată în tabelul 7.6.5 se reface calculul pentru altă baterie(cu alt număr de rînduri, eventual cu altă secţiune de trecere). Căderea de presiune a aerului în baterie,este dată în funcţie de viteza masică a aerului şi de numărul rîndurilor de ţevi, în graficul din fig.7.6.14.



Pig.7.6.14. Pierderea de presiune la trecerea aerului prin bateriile de încălzire tip Bab.

Următorul exemplu, facilitează înţelegerea metodei expuse mai sus:

Să se aleagă o baterie de încălzire cu ţevi cu aripioare spirale, pentru a încălzi 8000 N $.m^3/h$ aer de la 20^oC la 80^oC. Agentul de încălzire este aburul saturat cu presiunea de 8 ata. Pierderile de căldură reprezintă 5% din căldura utilă:

- <u>Bilanţul termic</u>

$$Q = M_{m1} r_1 = 1{,}05\ M_{m2} C_{p_2} (T_{2f} - T_{2i})$$

- pentru abur cu presiunea 8 ata: $r_1 = 2057\ \frac{KJ}{kg}$ şi $T_1 = 169{,}6^oC$.
- căldura specifică a aerului la temperatura medie de 50^oC, $C_{p2} = 1005$ J/kg K.
- densitatea aerului în condiţii normale, $\rho_0 = 1{,}293\ kg/m^3$.

$$Q = \frac{8000}{3600}\ 1{,}293\ .\ 1005(80 - 20) = 173261{,}9\ w$$

- Forţa motoare globală medie:

$\Delta T_1 = 169,6-20 = 149,6$ K, iar $\Delta T_2 = 169,6-80 = 89,6$ K

$$\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} < 2, \text{ deci } \Delta T_m = \frac{149,6 + 89,6}{2} = 119,6 \text{ K}$$

- Se adoptă viteza masică a gazului în secţiunea de trecere 3 kg/m^2 s.

- Se calculează densitatea aerului la temperatura de intrare 20°C:

$$\rho_2 = 1,293 \frac{273}{293} = 1,204 \text{ kg/m}^3$$

- Se calculează secţiunea de trecere a aerului, S_t:

$$S_t = \frac{M_{m2}}{\rho_2 v} = \frac{8000 \cdot 1,204}{3600.3} = 0,891 \text{ m}^2$$

din tabelul 7.6.5 cea mai apropiată valoare a acestei secţiuni corespunde la tipul de baterie Bab 19, pentru care S_t=0,8801 m^2. Cu această valoare a lui S_t se recalculează viteza masică.

$$\rho_2 v_2 = \frac{M_{m2}}{S_t} = \frac{8000 \cdot 1,204}{3600.0,8801} = 3,04 \text{ kg/m}^2\text{s}.$$

- Se adoptă pentru început o baterie Bab 19/ III (cu trei rînduri de ţevi).

Pentru viteza masică de 3,04 kg/m^{2}s şi pentru 3 rînduri, din graficul din fig.7.6.13 rezultă coeficientul global de transfer de căldură: $K = 19,5 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \text{ h K}} = 19,5.1,163 = 22,67 \frac{\text{w}}{\text{m}^2\text{K}}$

- Se calculează suprafaţa de încălzire necesară:

$$A = 1,1 \frac{Q}{K \cdot \Delta T_m} = \frac{1,1 \cdot 173261,9}{22,67 \cdot 119,6} = 70,29 \text{ m}^2$$

Comparînd această valoare a suprafeţei cu cea corespunzătoare tipului de baterie Bab 19/III din tabelul 7.6.5, care este de 57,10 m^2, rezultă că acest tip de baterie nu asigură suprafaţa de încălzire. In aceste condiţii se reiau calculele pentru o baterie Bab 19/IV (cu patru rînduri). Viteza masică se păstrează, dar pentru 4 rînduri, valoarea coeficientului global de transfer de căldură, din fig.7.6.13, este $K = 18,4 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h K}} = 21,39 \frac{\text{w}}{\text{m}^2 \text{ K}}$

Suprafaţa de încălzire necesară:

$$A = \frac{1,1. 173261,9}{21,39. 119,6} = 74,49 \text{ m}^2$$

Această valoare este apropiată de valoarea reală a suprafeţei de schimb de căldură a bateriei Bab 19/IV, care conform tabelului 7.6.5 este de 76,14 m^2.

7.6.4.5. CALCULUL DIAMETRULUI SCHIMBATOARELOR DE CALDURA TUBULARE CU MANTA.

Dispunerea ţevilor pe placa tubulară se poate face pe hexagoane regulate, în reţea pătratică sau pe cercuri concentrice. Aşezarea ţevilor în pătrate şi pe cercuri concentrice este mai rar folosită. Aşezarea pe hexagoane regulate concentrice este mai frecvent folosită în practică. Acest mod de dispunere al ţevilor este prezentat în figura 7.6.15.

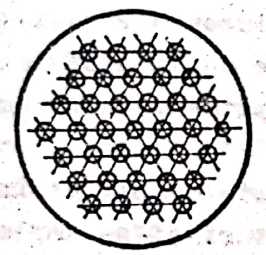


Fig.7.6.15. Dispunerea ţevilor pe placa tubulară pe hexagoane concentrice.

Diametrul mantalei schimbătorului depinde de numărul de ţevi, de diametrul exterior al ţevilor şi de pasul dintre ţevi(distanţa dintre axele a două ţevi vecine). Pasul, t, se adoptă între 1,3 d_{ex} - 1,5 d_{ex}. La aşezarea pe hexagoane concentrice relaţia dintre numărul de ţevi din manta, n, şi numărul de hexagoane concentrice, m, este:

$$n = 3m(m-1)+1 \qquad (7.6.67)$$

Dacă numărul n de ţevi completează toate cele m hexagoane, diametrul interior al mantalei schimbătorului se calculează cu relaţia:

$$D_{in} = (b-1)t + d_{ex}+2e \qquad (7.6.68)$$

în care: b este numărul de ţevi de pe diagonala celui mai mare hexagon, iar e este distanţa de la ultimul rînd de ţevi la manta,care se adoptă între 10-20 mm.

Incepînd cu al şaptelea hexagon, aşezarea pe hexagoane concentrice determină folosirea iraţională a secţiunii plăcii tubulare. In acest caz, în sectoarele nefolosite ale plăcii tubulare se introduc ţevi suplimentare pe segmente paralele cu laturile hexagonului exterior. Numărul de ţevi suplimentare introduse pe segmente este dat în tabele care se găsesc în manuale de specialitate. In acest caz, cît şi în cazul schimbătoarelor de căldură cu mai multe mersuri, determinarea diametrului nu se mai poate face cu relaţia (7.6.68). In aceste situaţii determinarea diametrului se face grafic. In acest scop se procedează astfel:

- se adoptă pasul şi se construiesc hexagoanele începînd cu cel mai din interior;

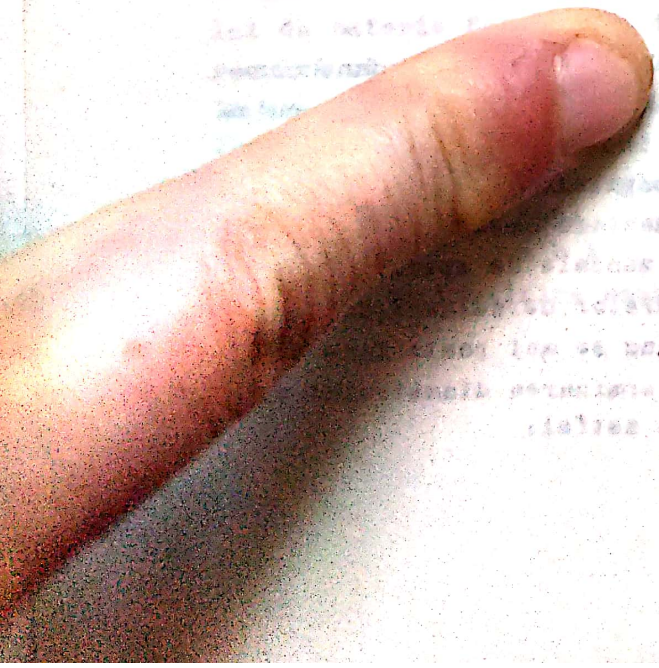
- dacă schimbătorul de căldură are mai multe mersuri, se elimină ţevile care ar trebui amplasate în dreptul pereţilor despărţitori din capace;

- se amplasează ţevile pe hexagoane, începînd cu hexagonul cel mai din interior;

- dacă numărul de ţevi depăşeşte pe cel care se poate amplasa pe 6 hexagoane concentrice, începînd cu hexagonul 7 se introduc ţevi pe un singur segment. Pentru hexagonul 7 numărul de ţevi de pe segment este 3, după care creşte cu 1 pînă la hexagonul 12, inclusiv. Incepînd cu hexagonul 13, ţevile suplimentare se amplasează pe două segmente. Pentru hexagonul 13 pe primul segment se plasează 9 ţevi, iar pe cel de-al doilea segment se plasează 2 ţevi, după care numărul de ţevi pe fiecare segment creşte cu 1, pînă la hexagonul 19. Incepînd cu hexagonul 20, ţevile suplimentare se amplasează pe 3 segmente, după aceeaşi regulă;

- dacă ultimul hexagon sau segment nu este completat în întregime, ţevile rămase se împart pe cele 6 laturi şi se amplasează în partea de mijloc a laturii sau segmentului;

- de la ultimul rînd de ţevi se măsoară, pe direcţie radială, distanţa e şi se trasează cu compasul diametrul interior al mantalei schimbătorului.



7.7. DIMENSIONAREA UTILAJELOR DE SEPARARE A SISTEMELOR ETEROGENE GAZOASE.

7.7.1. Alegerea tipului de utilaj şi a materialelor de construcţie.

Sistemele eterogene gazoase sînt formate din două faze: o fază dispersă, discontinuă(granule, picături, bule etc.) şi o fază dispersantă, continuă, gazoasă care înglobează faza dispersă[1, 6]

In tehnologia chimică, aceste sisteme rezultă din:

- operaţii mecanice de măcinare, cernere, amestecare, barbotare, fluidizare etc.;
- procese chimice de ardere, prăjire etc, între două gaze sau într-un gaz şi un solid, cu formare de fum;
- operaţii de condensare, cu formare de ceaţă.

Scopul separării componenţilor din sistemele eterogene gazoase este multiplu:

- purificarea gazelor(obţinerea fazei gazoase în stare cît mai pură, cînd acesta este componentul valoros al amestecului);
- recuperarea prafului sau lichidului preţios(ex.recuperarea prafului de ciment, a pulberilor metalice, a acidului sulfuric sub formă de ceaţă etc.);
- protecţia utilajului împotriva acţiunii erozive a prafului din spaţiul de lucru;
- separarea pulberilor antrenate în operaţiile de fluidizare şi transport pneumatic.

Metodele de separare a sistemelor eterogene gazoase, folosite în industrie, sînt:

- metoda uscată(mecanică) bazată pe acţiunea diferenţială a forţei gravitaţionale, centrifugale sau inerţiale asupra componenţilor amestecului;
- metoda umedă cînd se foloseşte un lichid care reţine particulele prin acţiunea forţelor de suprafaţă;
- metoda de separare prin filtrare;
- metoda de separare electrică care constă în încărcarea fazei disperse cu sarcini electrice sub acţiunea cărora granulele se deplasează către electrodul de semn contrar, pierzînd energia cinetică prin ciocnire;
- metoda de separare prin aglomerarea particulelor sau coalescenţa picăturilor realizată sub acţiunea unui cîmp de ultrasunete care amplifică ciocnirile între elementele fazei disperse.

Alegerea metodei optime de separare a sistemelor etero-

gene gazoase este funcţie de factori referitori la:

- proprietăţile fizice şi chimice ale fazelor;
- dimensiunile şi spectrul de distribuţie granulometrică;
- proprietăţile electrice, abrazive, etc. ale fazei disperse;
- gradul de toxicitate şi inflamabilitate al sistemului;
- căderea de presiune în separator.

Din categoria utilajelor care funcţionează după metoda de separare uscată(mecanice) fac parte:

- Utilaje de separare prin sedimentare gravitaţională. Aceste utilaje pot fi camere de desprăfuire sau camere cu poliţe. Prezintă o eficacitate foarte scăzută (40-70%), au gabarit mare şi sînt rar utilizate.

- Separatoare inerţiale, în care particulele cu masă mult mai mare decît a gazului, în timpul deplasării în utilaj, la modificarea traiectoriei se lovesc de frontiere solide şi se depun la baza utilajului. Aceste utilaje pot fi cu şicane sau cu trunchiuri de con, parţial interpătrunse, sau cu ajutaje formate din pereţi plani. Sînt indicate în cazul particulelor cu diametrul mai mare de $10 \div 20\ \mu m$. Eficacitatea de separare este de $50 \div 90$ % şi prezintă avantajul că pot fi racordate direct la conducta de transport.

- Separatoare centrifugale, dintre care, cele mai utilizate sînt ciclonul şi multiciclonul. Ciclonul are eficacitatea foarte mare, poate lucra la vid sau presiuni ridicate, temperatură pînă la $1000^{\circ}C$ şi separă particule cu diametre $50\ \mu m$ şi chiar mai mici.

Metoda de separare umedă se recomandă în cazul sistemelor eterogene gazoase ce conţin faza solidă într-o concentraţie suficient de mare, particulele fiind foarte fine, iar tehnologia impune o separare avansată.

Dintre utilajele care funcţionează după această metodă fac parte:

- Spălătorul Venturi cu ciclon stropit, care are o eficacitate de $95 \div 99$ % şi separă particule cu diametrul de $0,1 \div 0,2\ \mu m$. Ca dezavantaj este consumul de energie(aproximativ 3,5 kwh/1000 m^3gaz);

- Spălătorul cu umplutură sau scruberul. Are o construcţie simplă, eficacitate $75 \div 85$ %. Este indicat cînd se urmăreşte concomitent cu purificarea gazului şi o răcire a acestuia.

- Spălătorul cu spumă care are o eficacitate foarte bună, de pînă la 99%.

- Dezintegratorul sau spălătorul mecanic folosit pentru separări avansate. Are o construcţie compactă.

Metoda de separare prin filtrare este folosită în cazul sis-

temelor eterogene gazoase cu un conţinut foarte mic sau mare de fază solidă, dar particule foarte fine. Separarea se realizează prin reţinerea fazei solide pe un material filtrant. Filtrele cu saci sînt utilaje folosite la o gamă largă de sisteme eterogene gazoase. Au o suprafaţă mare de filtrare (30÷120 m^2); pierderea de presiune este de ordinul 600÷1200 Pa, iar eficacitatea de 94 ÷99%. Utilizarea acestor filtre este limitată de o serie de factori referitori la umiditatea şi temperatura gazului.

După metoda de separare electrică funcţionează aşa-zisele filtre electrice sau Cotrell. Ca dezavantaje se indică consumul de energie electrică şi necesitatea unor măsuri speciale de protecţie a muncii, datorită tensiunilor mari(30÷100 kV).

Metoda de separare sonică presupune o aparatură formată din generatorul de unde ultrasonice, turnul de aglomerare şi ciclonul de separare.

Cu ajutorul undelor sonore se separă praf de dimensiuni sub 10μm şi se ajunge la epurări de 0,1 g/m^3. Concentraţia particulelor în gazul brut trebuie să fie peste 35 g/m^3. Caracteristicile undelor sînt: putere sonoră 10 kV, intensitate sonoră 10 W/cm^2, frecvenţă 1÷200 k Hz. Debitul de gaz prelucrat este de 4o.000m^3/h.

Alegerea materialului de construcţie pentru utilajele de separare se face ţinînd seama de mediul şi condiţiile de lucru(presiune, temperatură), conform tabelului 12.4 .

7.7.2. DIMENSIONAREA CICLOANELOR.

Cicloanele sînt aparatele cele mai răspîndite pentru separarea prafului din gaze. Principiul lor de funcţionare este mărirea vitezei de sedimentare prin folosirea cîmpului de forţe centrifuge [1, 4, 6, 30].

Ciclonul este format dintr-un cilindru terminat cu un trunchi de con. Racordul de intrare a gazului impurificat este plasat tangenţial, la partea superioară a părţii cilindrice, avînd secţiune dreptunghiulară. Tubul central, pentru ieşirea gazului purificat, pătrunde în interiorul ciclonului pînă la o anumită adîncime (fig.7.7.1).

Prin efectul intrării tangenţiale, gazul ia o mişcare de rotaţie elicoidală către partea conică a ciclonului şi apoi se ridică în tubul central de evacuare, tot în mişcare elicoidală, coaxială cu mişcarea de coborîre. In acelaşi timp, particulele solide sau lichide din gaz, sub acţiunea forţei centrifuge, se îndreaptă spre periferie şi se depun pe peretele cilindric al ciclonului, de unde cad în partea conică şi sînt evacuate prin deschiderea infe-

rioară. Există mai multe variante constructive de cicloane, toate urmărind mărirea eficacităţii de colectare şi micşorarea pierderii de presiune a gazului la trecerea prin ciclon, în scopul reducerii consumului de energie la ventilatorul ce transportă gazul[1, 6].

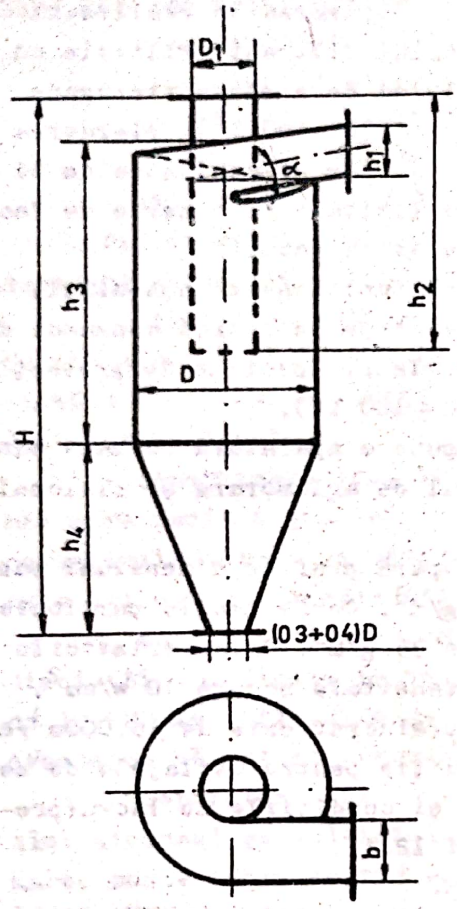


Fig.7.7.1. Ciclon

Calculul de dimensionare a ciclonului constă în stabilirea diametrului mantalei cilindrice; celelalte dimensiuni se determină din valorile unor rapoarte care implică diametrul.

Calculul diametrului (D) are la bază ecuaţia debitului de gaz (M_v)[7]: (7.7.1)

$$M_v = \frac{\pi D^2}{4} \cdot v_c \quad (m^3/s)$$

în care: v_c este viteza convenţională(viteza pe care ar avea-o gazul dacă ar curge pe direcţie axială, prin cilindrul gol al ciclonului). Cu cît viteza convenţională este mai mare, puterea de separare este mai mare, dar şi căderea de presiune creşte; se poate scrie:

$$\frac{\Delta p}{\rho_c} = \zeta \frac{v_c^2}{2} \qquad (7.7.2)$$

unde: ζ este un coeficient de rezistenţă care depinde de tipul constructiv al ciclonului şi se ia din tabelul 7.7.2.1.

In general $\zeta = 100 \div 200$.

Pentru calcule, se alege tipul de ciclon din tabelul 7.7.1, funcţie de separarea dorită şi se ia valoarea coeficientului ζ ; se admite raportul $\Delta p / \rho_c = 600 \div 800$ şi se determină v_c. Din ecuaţia(7.7.1) se calculează D şi se obţin celelalte dimensiuni caracteristice ale ciclonului ca părţi din diametru.

Dintre tipurile constructive de cicloane se citează cicloanele de tip NIIOGAZ, construite în trei variante, funcţie de unghiul, α, de înclinare a racordului de intrare a gazului faţă de

un plan normal la axa ciclonului:

- cu unghiul de 24^{o}(TN-24); acest ciclon prezintă o productivitate mărită şi o cădere de presiune minimă; este indicat pentru separarea prafului de dimensiuni mari;
- cu unghiul α de 15^{o}(TN-15); ciclonul realizează un grad bun de separare la o rezistenţă hidraulică relativ mică;
- cu unghiul de 11^{o}(TN-11); are o eficacitate mărită [7]

Tabelul 7.7.1. Dimensiunile unor cicloane NIIOGAZ

Dimensiunea	Tipul de ciclon		
	TN-24	TN-15	TN-11
Diametrul conductei de ieşire, D_1.	0,6	0,6	0,6
Lăţimea conductei de intrare b.	0,26	0,26	0,26
Înălţimea conductei de intrare, h_1.	1,11	0,66	0,48
Înălţimea conductei de ieşire, h_2.	2,11	1,74	1,56
Înălţimea părţii cilindrice, h_3.	2,11	2,26	2,08
Înălţimea părţii conice, h_4.	1,75	2,00	2,00
Înălţimea totală a ciclonului, H.	4,26	4,56	4,30
Coeficientul de rezistenţă ζ.	60	105	180

7.7.3. DIMENSIONAREA RETINATOARELOR DE PICATURI.

Dispersiile lichid în gaz, întîlnite în operaţiile din industria chimică, conţin picături cu diametre de $0,1 \div 100\,\mu$. Forţele care acţionează asupra picăturilor dintr-un gaz sînt aceleaşi ca şi în cazul unui sistem solid-gaz, şi, în general, se folosesc aceleaşi echipamente pentru separare[4, 30]. Un avantaj al separării dispersiilor lichid în gaz, faţă de dispersiile solid-gaz, este că picăturile sînt reţinute de frontiere solide sau suprafeţe lichide; prin ciocnire, are loc coalescenţa picăturilor cu formarea unui curent de lichid care se scurge.

Separatoarele destinate separării picăturilor dintr-un gaz sînt separatoare inerţiale şi centrifugale. Acestea pot fi: separatoare inerţiale cu tub central şi separatoare cu umplutură [11].

7.7.3.1. SEPARATORUL INERTIAL CU TUB CENTRAL.

Se utilizează pentru separarea picăturilor din sisteme gaz-lichid cu viteze mari, de exemplu la condensatoarele barometrice.

Separatorul este format dintr-un cilindru, avînd la partea inferioară un fund conic(fig.7.7.2). Pe capacul separatorului se găseşte un racord pentru intrarea sistemului gazos, care se prelungeşte cu un tub, coaxial cu axa separatorului, pînă la baza părţii cilindrice. Lateral; la partea superioară a separatorului,se află un racord de evacuare a gazului, iar la partea inferioară a fundului conic, un racord de evacuare a curentului de lichid. Separarea picăturilor se realizează datorită inerţiei, la schimbarea direcţiei curentului gazos, ca şi modificărilor de viteză, cauzate de modificarea secţiunii de curgere la ieşirea gazului din tub. Viteza în tub este mai mare de aproape 10 ori faţă de viteza raportată la secţiunea părţii cilindrice a separatorului.

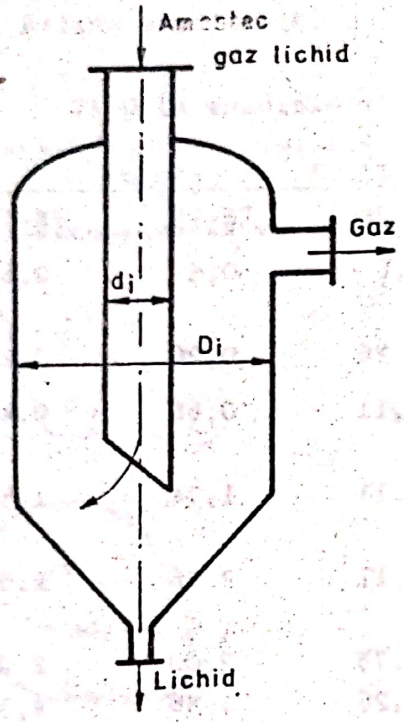


Fig.7.7.2. Separator inerţial cu tub central.

Se calculează diametrul racordului de intrare a sistemului gaz-lichid(d_i) şi diametrul separatorului(D_i), din ecuaţia debitului masic:

$$M_m = \frac{\pi d_i^2}{4} \cdot \rho \cdot v_1 \qquad (7.7.3)$$

şi

$$M_m = \frac{\pi D_i^2}{4} \cdot \rho \cdot v_2 \qquad (7.7.4)$$

unde: M_m - debitul masic al sistemului(kg/s);
d_i - diametrul interior al racordului de intrare a gazului în, m;
D_i - diametrul recipientului(m);
v_1 - viteza gazului la intrare, care se admite 8-15 m/s;
v_2 - viteza gazului în recipient determinată din condiţia: $v_1/v_2 = 10 \div 12$.

7.7.3.2. SEPARATORUL INERTIAL CU UMPLUTURA.

Separatoarele inerţiale cu umplutură sînt indicate pentru separarea sistemelor gaz-lichid care au viteze mici. Au rezistenţă hidraulică mică, de numai cîţiva mm H_2O.

Separatorul constă dintr-o incintă în care se introduce un strat de umplutură din inele Raschig cu dimensiuni mici(fig.7.7.3).

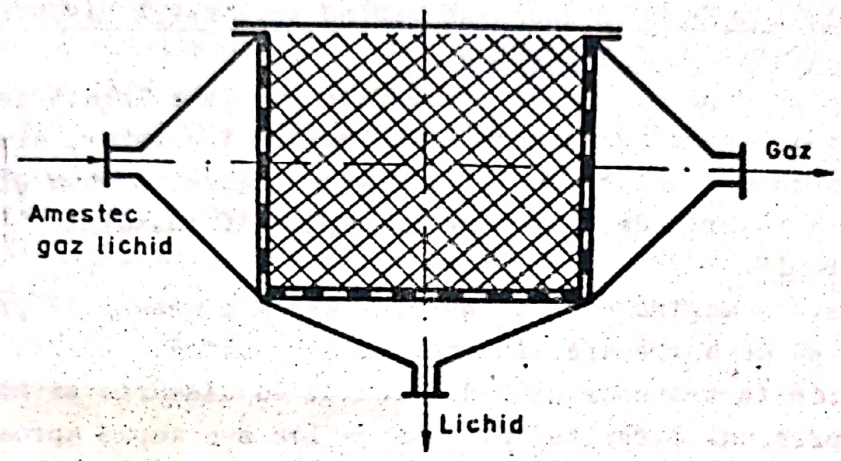


Fig.7.7.3. Separator inerţial cu umplutură.

Pentru a evita antrenarea picăturilor odată cu gazul care iese din separator, la locul de separare a fazelor, unghiul dintre direcţia de curgere a lichidului şi a gazului trebuie să fie de cel puţin 90°. Se recomandă ca gazul să fie introdus şi scos perpendicular pe direcţia de curgere a lichidului.

Mărimea suprafeţei umpluturii depinde de conţinutul de lichid în gaz, de vîscozitatea şi tensiunea superficială a lichidului.

Se recomandă un raport de 0,8-1,25 m^2 de suprafaţă la 1000 m^3/h gaz. Viteza gazului în secţiunea aparatului se admite 1÷2,5 m/s [11]. Se determină diametrul separatorului(a stratului de umplutură) din ecuaţia debitului:

$$M_v = \frac{\pi D_i^2}{4} \cdot v \qquad (7.7.5)$$

Punctie de debitul de gaz, se determină şi suprafaţa umpluturii A:

$$A = (0,8 \div 1,25).\ 3,6\ M_v \qquad (7.7.6)$$

Pe de altă parte, $A = V \cdot a_s$ (7.7.7)

unde V este volumul umpluturii(m^3) şi a_s - suprafaţa specifică a umpluturii(m^2/m^3).

Din relaţia(7.7.7.) se poate calcula V.

Cunoscînd diametrul recipientului şi volumul stratului se determină înălţimea acestuia:

$$H = \frac{4V}{\pi D^2} \qquad (7.7.8)$$

Separatoarele centrifugale sînt de tipul cicloanelor şi se dimensionează ca un ciclon[30].

7.8. CALCULUL PUTERII NECESARE PENTRU ACTIONAREA MASINILOR DE TRANSPORT A FLUIDELOR.

In acest subcapitol vor fi prezentate probleme legate de tipurile de maşini pentru transportul lichidelor şi gazelor, alegerea utilajului corespunzător cerinţelor tehnologice, precum şi modul de calcul a puterii de antrenare şi a puterii instalate.

7.8.1. POMPE.

Pompa este o maşină care transformă energia mecanică, primită de la o sursă de antrenare, în energie hidraulică. Deoarece pompele sînt destinate transportului de lichide la distanţe şi nivele diferite(sau presiuni diferite) utilizarea lor s-a impus aproape pretutindeni unde s-a ivit necesitatea unui astfel de transport.

Deoarece diversitatea instalaţiilor hidraulice, deservite de pompe este foarte mare, pompa trebuie să posede anumite calităţi valabile pentru orice tip de instalaţie. Dintre acestea, principalele sînt:

- siguranţă în funcţionare, adică în condiţiile unei exploatări corecte, pompa trebuie să funcţioneze neîntrerupt o perioadă de timp acceptabilă, pînă la opririle necesare reviziilor;
- asigurarea parametrilor hidraulici solicitaţi. Prin aceasta se înţelege că pompa trebuie să realizeze caracteristicile nominale contractate, care sînt cele la care pompa va funcţiona cea mai mare parte din timpul ei de exploatare. Este de dorit ca la valoarea nominală a caracteristicilor, pompa să funcţioneze cu randament maxim, realizîndu-se astfel o exploatare avantajoasă din punct de vedere economic;
- întreţinere simplă, acces uşor. Prin aceasta se înţelege că operaţiile de întreţinere să se limiteze la un număr cît mai redus, de intervenţii care să se efectueze în timpul exploatării. Accesul în interiorul pompei trebuie să ofere posibilitatea înlocuirii pieselor defecte într-un timp cît mai scurt, de preferat fără demontarea pompei din instalaţie.

Datorită proprietăţilor foarte diferite a lichidelor ce trebuiesc transportate(vîscozitate, densitate, impurităţi,agresivi-

tate chimică, precum şi a condiţiilor(debit, presiune,temperatură) în care trebuie să funcţioneze o pompă, s-a ajuns la o mare diversitate de tipuri de pompe.

După criteriul constructiv pompele se clasifică în următoarele categorii:

- pompe cu mişcări alternative(piston, plunjer, membrană);
- pompe centrifuge(monoetajate, multietajate);
- pompe rotative;
- pompe fără elemente mobile.

7.8.1.1. ALEGEREA TIPULUI DE POMPA.

Intr-o instalaţie, pompa reprezintă elementul motor al acesteia, de aceea dotarea instalaţiei cu tipul de pompă adecvat este foarte importantă pentru o funcţionare corectă.

Pentru alegerea pompei, proiectantul trebuie să aibă în vedere cîteva criterii care pot fi grupate în două categorii principale: criterii generale şi criterii specifice. Inainte de alegerea pompei trebuie determinate cît mai precis curba caracteristică a reţelei şi condiţiile de lucru ale instalaţiei. După stabilirea acestora, se iau în considerare criteriile cu caracter specific şi anume: curbele caracteristice raportate la densitatea lichidului ce urmează a fi vehiculat, vîscozitate, temperatura de lucru,natura lichidului(compoziţie chimică, conţinut de suspensii, inflamabilitate)alura curbei caracteristice a pompei, etc.

Debitul şi înălţimea manometrică a pompei trebuie să satisfacă valorile maxime cerute de consumator. Aceşti parametri determină alegerea tipului de pompă adecvat.

- Pompele cu mişcări alternative se recomandă a fi utilizate pentru debite mici şi mijlocii pînă la 150 m^3/h şi presiuni de refulare ridicate, 100 ÷ 150 bar.

- Pompele centrifuge utilizate pentru debite şi presiuni mijlocii, 500 ÷ 600 m^3/h şi înălţimi de refulare 20÷50 m coloană de lichid(100 ÷ 150 m coloană de lichid în cazul pompelor multietajate).

- Pompele rotative sînt utilizate atunci cînd se cer debite continui la presiuni relativ înalte, iar lichidele transportate se caracterizează prin vîscozităţi mari.

- Pompele axiale, sînt utilizate pentru debite foarte mari 80.000 ÷ 100.000 m^3/h şi înălţimi de refulare reduse 6 ÷ 15 m coloană de lichid.

- Pompele fără elemente mobile, sînt folosite mai puţin pentru transportul lichidelor şi mai mult pentru transvazarea lor.

Deşi pompele centrifuge au un randament mai mic decît pompele cu piston, ele au cîteva calităţi importante:

- dimensiuni reduse şi posibilitate de a fi cuplate direct cu motorul de acţionare;
- pot transporta lichide care conţin fază solidă în suspensie, deoarece nu au supape ce se pot înfunda şi deteriora;
- debitul pompelor centrifuge este uniform, fără pulsaţii şi poate fi reglat printr-un robinet montat pe conducta de refulare;
- subansamblele pompelor centrifuge pot fi confecţionate din materiale rezistente la agenţi corozivi;

Avantajele menţionate fac ca pompele centrifuge să fie cele mai utilizate pompe.

După stabilirea tipului pompei şi a caracteristicilor acesteia, trebuie considerate criteriile cu caracter general şi anume: siguranţa în funcţionare, calculul economic, situaţia pompei din punctul de vedere al tipizării, respectiv posibilităţile de procurare a pieselor de schimb.

Alegerea pompei din punct de vedere economic trebuie făcută pentru fiecare situaţie separat, fiind de mare importanţă pentru viitoarea exploatare- cheltuieli de întreţinere, reparaţii, personal, etc. Astfel:

- Pentru o funcţionare continuă, se va alege o pompă care, în domeniul parametrilor solicitaţi să ofere valori maxime ale randamentului, chiar dacă costul ei iniţial este mai ridicat;
- Pentru o pompă cu timp de funcţionare redus, de exemplu cazul pompelor de intervenţie, problema randamentului devine mai puţin importantă;
- Sînt cazuri cînd se preferă utilizarea unei pompe cu randament inferior, dar care oferă o siguranţă mai mare în exploatare, de exemplu cazul cînd oprirea instalaţiei pe perioada cît pompa este scoasă din funcţiune conduce la pierderi care depăşesc cu mult valoarea pompei respective; în astfel de cazuri se montează de obicei, două pompe montate în paralel.

La alegerea pompei trebuie să se ţină seama de alura curbei acesteia care trebuie să se acorde cu cerinţele instalaţiei.Astfel:

- pentru o instalaţie la care debitul variază mult, dar presiunea rămîne aproximativ constantă, se va alege o pompă cu o curbă cît mai plată(cazul pompelor de alimentare a cazanelor de abur);
- pentru o instalaţie în care debitul variază neînsemnat,în schimb presiunea pe refulare prezintă variaţii importante se va

alege o pompă cu alură căzătoare(cazul pompelor de spălare a filtrelor);

In concluzie, între caracteristicile şi condiţiile de lucru ale instalaţiei şi parametrii funcţionali-constructivi ai pompei, există o dependenţă directă, care trebuie analizată în faza de alegere a pompei.

7.8.1.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE.

Alegerea materialului de construcţie a pompei se va face în funcţie de natura lichidului transportat în pompă. A se vedea capitolul 12.

7.8.1.3. PUTEREA DE ACTIONARE; PUTEREA INSTALATA.

Conform celor recomandate în paragraful 7.8.1.1 se trasează curba caracteristică a reţelei: $H_m = f(M_v)$.

Pentru calculul înălţimii manometrice se foloseşte relaţia:

$$H_m = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \Delta h_g + \frac{1}{2g} v^2 + \Delta h_p \qquad (7.8.1)$$

în care: H_m - înălţimea manometrică a reţelei, în m;

p_1 - presiunea în spaţiul de aspiraţie, în Pa;

p_2 - presiunea în spaţiul de refulare, în Pa;

Δh_g - înălţimea geometrică de ridicare, în m(se determină din planşa de amplasare);

v - viteza medie a lichidului în conducta de refulare, în m/s;

Δh_p - pierderile de presiune în lungul traseului conductei în m;

Viteza medie a lichidului în conducta de refulare se calculează din ecuaţia debitului volumic de lichid transportat:

$$M_v = \frac{\pi d^2}{4} \cdot v \qquad (7.8.2)$$

Pierderile de presiune se vor calcula cu relaţia:

$$\Delta h_p = \Delta h_f + \Delta h_{r.l} + \Delta h_{pu} \qquad (7.8.3)$$

Δh_f - pierderi de presiune datorate frecărilor, în m;

$\Delta h_{r.l}$ - pierderi de presiune datorate rezistenţelor locale, m;

$\Delta h_{p.u}$ - pierderi de presiune datorate unor utilaje(ex.schimbătoare de căldură, coloane cu umplutură, etc.), în m.

Pentru calculul pierderilor de presiune datorate frecărilor şi rezistenţelor locale se poate folosi relaţia:

$$\Delta h_f + \Delta h_{r.l} = \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum_{i=1}^{m} u_i \xi_i\right) \cdot \frac{1}{2g} v^2 \qquad (7.8.4)$$

în care: L - lungimea totală a conductei, în m(se va măsura din planşa de amplasare);

d - diametrul conductei de refulare, în m(cunoscut din calculul racordurilor);

ξ - coeficient de frecare; $= f(Re, \varepsilon)$;

ε - rugozitatea relativă a conductei; $\varepsilon = \frac{d}{e}$

e - rugozitatea absolută a conductei, în m.

Tabelul 7.8.1. Valorile medii ale rugozităţii conductelor.

Conducte	e, mm
Tevi din oţel trase şi sudate, la coroziune neînsemnată	0,2
Tevi din oţel, vechi şi ruginite	0,67 şi mai mult
Tevi netede din aluminiu	0,015 ÷ 0,06
Tevi trase din alamă, cupru, plumb, sticlă	0,0015 ÷ 0,01
Conducte pentru abur	0,2
Conducte pentru condensat	1,0

Regimul de curgere se calculează cu relaţia:

$$Re = \frac{v \cdot d \cdot \rho}{\eta} \qquad (7.8.5)$$

ρ - densitatea lichidului, în kg/m^3;

η - vîscozitatea dinamică a lichidului, în Pa.s.

In funcţie de valoarea criteriului Re şi a rugozităţii relative se citeşte valoarea coeficientului de frecare, fig.7.8.1.

Pentru calculul rezistenţelor locale se foloseşte relaţia:

$$\sum_{i=1}^{m} n_i \xi_i = n_1 \xi_1 + n_2 \xi_2 + n_3 \xi_3 + \ldots \qquad (7.8.6)$$

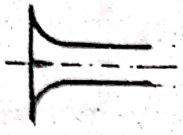
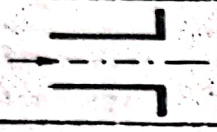
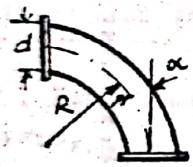
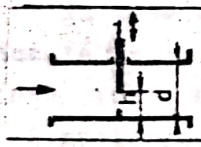
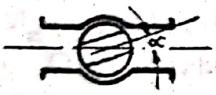
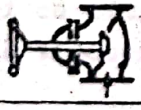
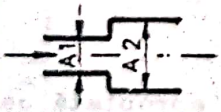
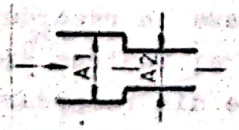
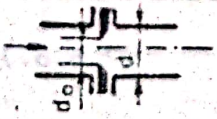
n_i= numărul de coturi, robinete, etc.(se determină din planşa de amplasare;

ξ_i=coeficienţi de rezistenţă, se citesc din tabelul 7.8.2.

Calculul pierderilor de presiune datorate altor utilaje aflate pe traseul de transport a lichidului se va face în funcţie de tipul utilajului. De exemplu în cazul schimbătoarelor de căldură cu ţevi şi manta, atît pentru spaţiile din interiorul ţevilor (intratubulare) cît şi dintre ţevi(intertubulare) se foloseşte relaţia:

$$\Delta h_{p.u} = \left(\lambda \frac{n.l}{d_{ech}} + \sum \xi \right) \frac{1}{2g} v^2 \qquad (7.8.7)$$

Tabelul 7.8.2. Valorile coeficienților rezistențelor locale.

Tipul rezistenței	Denumirea	Valori minime și maxime
	Intrare profilată în conductă	0,04 - 0,06
	Intrare dreaptă în conductă	0,47 - 0,56
	Ieșire din conductă	1
	Teu normal	0,85 - 2,15
	Cot la 90°	0,60 - 0,90
	Curbă	R/d \ α: 30° 45° 60° 75° 90° 120° 1,5: 0,08 0,11 0,14 0,16 0,17 0,2 2,0: 0,07 0,09 0,12 0,14 0,15 0,17
	Vană plană	(d-h)/d: 1/8 2/8 3/8 4/8 5/8 6/8 7/8 0,07 0,3 0,8 2,1 5,5 17 98
	Robinet cu cep	α°: 5 15 25 35 45 55 0,05 0,75 3,1 9,7 31
	Robinet cu ventil	5,2 - 10,0
	Lărgire bruscă	A_1/A_2: 0 0,4 0,8 1,0 1,0 0,36 0,04 0,0
	Ingustare bruscă	A_2/A_1: 0 0,4 0,8 1,0 0,5 0,34 0,16 0,0
	Diafragmă	$(d_o/d)^2$: 0,1 0,2 0,3 0,4 0,5 0,6 226 48 17,5 7,8 3,8 1,8

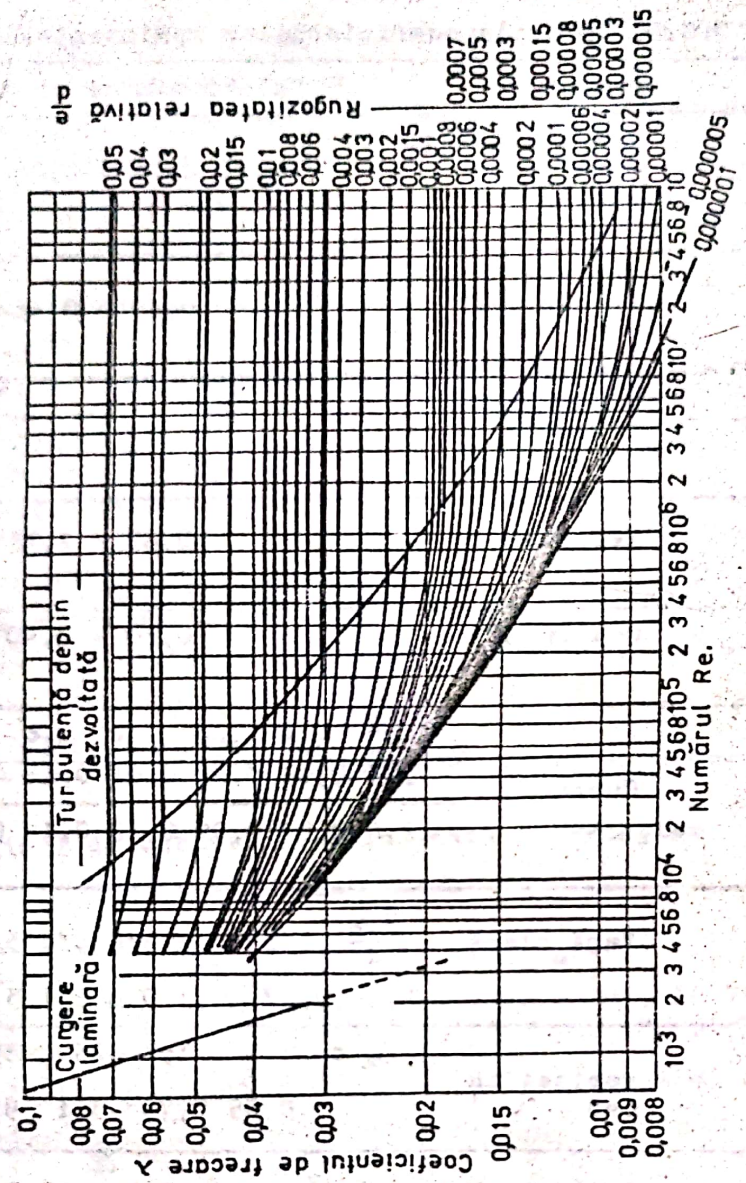


Fig.7.8.1. Diagrama λ - Re pentru curgerea prin conducte.

în care: l este lungimea unei treceri, în m;

n - numărul de treceri(mersuri).

Viteza fluidului în racorduri este de obicei apropiată de viteza în ţevi sau în spaţiul dintre ţevi. Dacă viteza în racorduri este mai mare, pierderile de presiune la intrarea şi ieşirea din schimbătorul de căldură se vor calcula la vitezele din racorduri.

d_{ech} - diametru echivalent, în m;

$$d_{ech} = \frac{4S}{p} \qquad (7.8.8.)$$

S - suprafaţa secţiunii de curgere, în m^2;

P - perimetrul udat de lichid, în m.

Celelalte notaţii sînt aceleaşi ca în formulele precedente.

Valorile coeficienţilor ξ ale rezistenţelor locale din schimbătoarele de căldură cu ţevi cu manta sînt date în tabelul 7.8.2.

Tabelul 7.8.2. Valorile coeficienţilor ξ la schimbătoare de căldură.

Spaţiul dintre ţevi(intertubular)	ξ
-Intrarea în spaţiul dintre ţevi sau ieşirea din el.	1,5
-Intoarcere de 180° peste un perete despărţitor în spaţiul dintre ţevi.	1,5
-Intoarcere de 90° în spaţiul dintre ţevi.	1,0
Spaţiul din ţevi(intratubular)	
-Intrarea sau ieşirea din cameră	1,5
-Intoarcerea de 180° între treceri sau secţiuni	2,5
-Intrarea în ţevi sau ieşirea din ele	1,0

Pentru detalii de calcul(schimbătoare cu şicane, curent neizoterm, etc.) se recomandă să se consulte [7].

In vederea trasării curbei caracteristice a reţelei, se întocmeşte un tabel, în care se dau cîteva valori pentru debit, cuprinse între 0 şi debitul maxim cerut de instalaţie, se calculează vitezele corespunzătoare cu ajutorul relaţiei(7.8.2) şi respectiv H_m cu relaţia(7.8.1).

Alura curbei caracteristice a reţelei este prezentată în fig.7.8.2. Se compară (sau se transpune) curba caracteristică a reţelei cu cîmpul caracteristic al pompelor centrifuge dintr-o anumită tiposerie ,după care se alege pompa corespunzătoare.

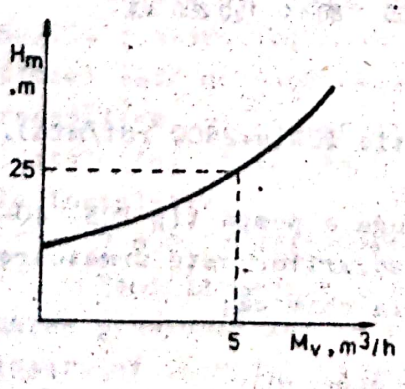


Fig.7.8.2. Curba caracteristică a reţelei.

In figurile 7.8.3 şi 7.8.4 sînt prezentate cîmpurile caracteristice al pompelor PCN, fabricate de Intreprinderea de utilaj chimic Făgăraş.

De exemplu, într-o instalaţie este necesar un debit maxim de 5 m^3/h şi o înălţime manometrică H_m = 25 m.

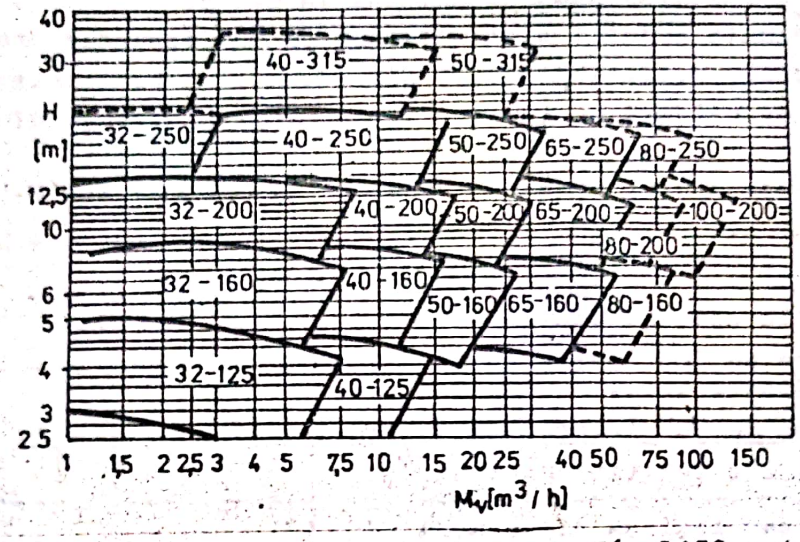


Fig.7.8.3. Cîmpul caracteristic PCN(n=1450 rot/min).

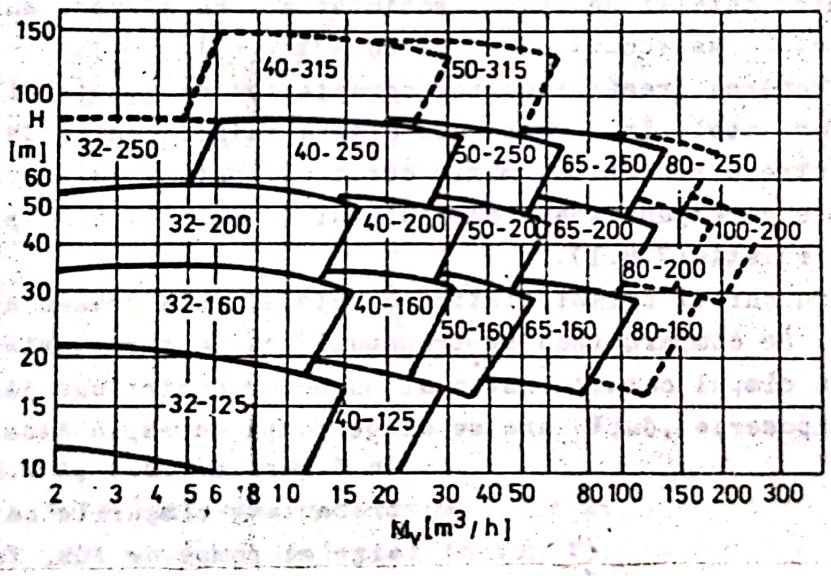


Fig.7.8.4. Cîmpul caracteristic PCN(n=2900 rot/min).

Din figurile 7.8.3 şi 7.8.4, se alege o pompă tip PCN- 40--315 sau PCN- 32 - 160. Semnificaţia simbolurilor este următoarea:

P - pompă de proces pentru industria chimică;

C - pompă centrifugă;

N - pompă după norma de bază (STAS 8696-70);

40- diametrul nominal al racordului de refulare, în mm.

Scanned with OKEN Scanner

315 - diametrul nominal al rotorului.

Pentru calculul puterii necesare motorului de antrenare a rotorului pompei se foloseşte relaţia:

$$P = \frac{M_v \cdot H_m \cdot \rho \cdot g}{1000 \cdot \eta_T}, \quad kW \qquad (7.8.9)$$

η_T - randamentul total al instalaţiei.

Randamentul total este unul din cei mai importanţi parametri care se iau în consideraţie la alegerea pompei; valorile lui diferă mult în funcţie de construcţie şi tipul pompei şi se obţin pe cale experimentală în standurile de probă ale uzinelor constructoare.

Se admite: $\eta_T = 0,4 \div 0,7$

De obicei, motorul instalat are o putere mai mare decît cea calculată din relaţia(7.8.9), pentru a dispune de o rezervă la o eventuală supraîncărcare:

$$P_{inst} = \beta \cdot P \qquad (7.8.10)$$

în care: P_{inst} este puterea instalată, kW;

β - coeficient de instalare(se alege în funcţie de P din tabelul 7.8.4).

Tabelul 7.8.4. Valorile coeficientului de instalare.

P, kW	β
< 1	2,0 - 1,5
1 - 5	1,5 - 1,2
5 - 50	1,2 - 1,15
> 50	1,1

In funcţie de puterea instalată, se adoptă din STAS 9544/1-74 motorul electric corespunzător.

In mod obişnuit, în cazul pompelor de uz general, întreprinderile constructoare de pompe livrează pompa împreună cu motorul. Atunci este necesar să se dispună de un catalog al întreprinderii respective, şi în funcţie de parametrii calculaţi de proiectantul instalaţiei să se aleagă tipul de pompă care să satisfacă cerinţele instalaţiei.

7.8.2. VENTILATOARE; SUFLANTE.

Ventilatoarele sînt maşini care transportă gazele prin ridicarea presiunii lor cu ajutorul unui rotor cu palete. După forma rotorului şi modul în care acţionează asupra gazului se deosebesc: ventilatoare axiale sau cu elice, în care un rotor în formă de

eli e împinge gazul paralel cu axa rotorului şi ventilatoare centrifugale cu o construcţie asemănătoare pompelor centrifuge.

Ventilatoarele centrifugale se împart,în mod convenţional, după presiunea gazului la ieşire, în următoarele trei grupe:

- ventilatoare de presiune joasă, pentru suprapresiuni pînă la 100 mm H_2O;
- ventilatoare de presiune medie, pentru suprapresiuni cuprinse între 100-200 mm H_2O;
- ventilatoare de presiune înaltă, pentru suprapresiuni peste 200 mm H_2O.

Suflantele fac parte din categoria compresoarelor volumice rotative; prin rotirea unor elemente(rotor, tambur, pistoane,etc) se transportă de la aspiraţie către refulare volume de gaz. Există o gamă variată de suflante dintre care mai utilizate sînt: suflante(pompe) cu inel lichid, suflante cu tambur şi lamele, suflante cu pistoane rotative, etc.

Ca şi în cazul pompelor, atît ventilatoarele cît şi suflantele trebuie să posede o serie de calităţi, cum ar fi: siguranţă în funcţionare; asigurarea parametrilor solicitaţi de instalaţie; întreţinere simplă.

7.8.2.1. ALEGEREA TIPULUI DE UTILAJ.

Pentru alegerea ventilatorului sau suflantei corespunzătoare unei situaţii date, proiectantul are la dispoziţie tabelele şi curbele caracteristice ale utilajelor fabricate dă diverse întreprinderi. Aceste cataloage conţin de obicei în mod complet elementele necesare alegerii, şi anume: debitul de gaz, presiunea totală dezvoltată, turaţia rotorului, felul cuplajului, puterea motorului de acţionare, dimensiunile utilajului, domeniul de utilizare(gaze reci, calde, inerte, corozive, explozive, etc.).

Alegerea utilajului trebuie făcută prin confruntarea acestor elemente cu instalaţie proiectată. Factorii care caracterizează instalaţia sînt în general numeroşi şi diferiţi, cu priorităţi simultane şi reclamînd condiţii deseori opuse, astfel încît alegerea utilajului optim devine în mod inevitabil un compromis între diferite cerinţe impuse de spaţiul disponibil, cost, consum de energie, nivel de zgomot, obligativitatea respectării cu stricteţe a parametrilor, etc.

Una din problemele ce se pun la alegerea unui ventilator este fixarea tipului constructiv: axial sau centrifugal.

Cînd instalaţia are rezistenţă mică sau neglijabilă şi în special cînd nu conţine conducte de transport, ventilatorul indicat

este cel axial, cu palete plane, neprofilate. Randamentul acestor ventilatoare este scăzut, dar consumul de putere este redus datorită presiunii mici necesare, astfel încît criteriul privitor la randament poate fi subordonat avantajelor aduse de spaţiu şi cost.

Cînd instalaţia conţine conducte de transport şi necesită presiuni mai mari sînt recomandate ventilatoarele centrifugale, care pot fi cu palete înclinate în sensul rotaţiei sau invers, sau cu palete drepte. In tabelul 7.8.5 se dau cîteva calităţi specifice ventilatoarelor centrifugale cu palete înclinate în sensuri opuse.

Tabelul 7.8.5. Calităţi specifice ventilatoarelor centrifugale.

Ventilator cu palete înclinate în sensul rotaţiei	Ventilator cu palete înclinate în sensul opus rotaţiei.
<u>Dimensiuni reduse la o sarcină dată</u>	<u>Dimensiuni mari la o sarcină dată</u>
Avantajos în cazurile în care spaţiul este limitat.	In general nu prezintă importanţă în instalaţii industriale.
<u>Cost redus la o sarcină dată</u>	<u>Cost ridicat la o sarcină dată</u>
Avantajos la instalaţii mici, simple cu valoare limitată.	Nu prezintă interes la instalaţii complexe sau cu valoare mare.
<u>Randament scăzut.</u>	<u>Randament mare.</u>
Fără importanţă la instalaţiile cu funcţionare intermitentă sau cu putere mică.	Avantajos pentru instalaţii cu funcţionare continuă.
<u>Curbă ascendentă a puterii la creşterea debitului,</u>	<u>Caracteristică a puterii autolimitatoare.</u>
Nu prezintă inconveniente la instalaţiile cu rezistenţe corect calculate.	Avantajos pentru instalaţiile complicate la care rezistenţele nu pot fi stabilite cu precizie.
<u>Turaţie mică.</u>	<u>Turaţie mare.</u>
Funcţionare silenţioasă la debite mici.	Poate fi calat direct cu motorul, ceea ce duce la o transmisie simplă şi economică.

Din examinarea comparativă a calităţilor celor două tipuri de ventilatoare, rezultă că ventilatoarele cu palete înclinate în sensul opus rotaţiei sînt mai potrivite instalaţiilor industriale.

Scanned with OKEN Scanner

caracterizate prin debite mari, puteri mari şi funcţionare îndelungată, deseori continuă.

Cînd instalaţiile au rezistenţe variabile(de exemplu filtre de praf colmatabile), este recomandabil ca ventilatoarele să aibă caracteristici de presiune cu pantă cît mai înclinată, încît la variaţii mari de presiune să nu rezulte modificări mari ale debitelor.

Randamentul ventilatorului constituie un alt criteriu de alegere, deoarece determină mărirea consumului de energie. Importanţa acestui criteriu nu trebuie însă exagerată, deoarece randamentele mari se obţin în detrimentul altor calităţi în special a costului ventilatorului. Pe de altă parte, randamentele mari se obţin numai la ventilatoarele cu o caracteristică $\eta = f(M_v)$ îngustă şi cu pantă foarte mare. Asemenea ventilatoare au un domeniu restrîns de stabilitate în funcţionare şi pot deveni zgomotoase în cazul funcţionării în afara acestui domeniu. In practică se preferă ventilatoare cu caracteristica $\eta = f(M_v)$ sub forma unei curbe plate, la care să corespundă valori mari ale randamentului, într-un domeniu larg de debite.

O altă problemă, este alegerea poziţiei de montaj a ventilatorului care trebuie astfel făcută încît la racordarea acestuia în instalaţie să rezulte un traseu al conductelor pe aspiraţie şi refulare, cît mai scurt şi mai simple. In figura 7.8.5 sînt date poziţiile de montaj în care se execută ventilatoarele centrifugale.

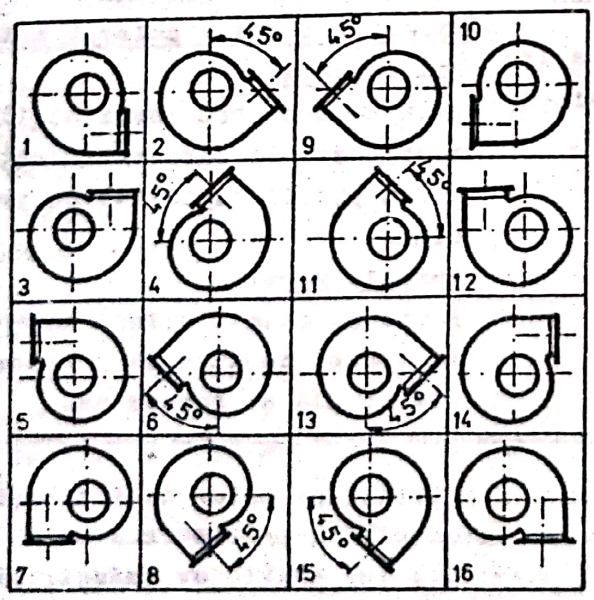


Fig.7.8.5. Poziţiile de montaj ale ventilatoarelor centrifugale(STAS 2376 - 63).

Suflantele, indiferent de tipul constructiv(cu inel lichid, cu tambur şi lamele, cu pistoane rotative, etc.) au o construcţie mai complicată şi ca atare sînt mult mai scumpe decît ventilatoarele. Alegerea lor ca maşini pentru transportul gazelor este justificată atunci cînd sînt necesare presiuni la refulare mari(0,5 ÷ 4 at), presiuni ce nu pot fi realizate cu ajutorul ventilatoarelor.

7.8.2.2. MATERIALE DE CONSTRUCTIE.

Alegerea materialelor de construcţie a ventilatorului se va face în funcţie de natura gazelor transportate, temperatură, agresivitate chimică precum şi de conţinutul de particule solide(acţiune erozivă). A se vedea capitolul 12.

7.8.2.3. PUTEREA DE ACTIONARE; PUTEREA INSTALATA.

Puterea necesară motorului de antrenare a ventilatorului se calculează cu relaţia:

$$P = \frac{M_v \cdot \Delta P_T}{1000 \cdot \eta_T} \text{ , kW} \qquad (7.8.11)$$

în care: M_v - debitul volumic de gaz transportat, m^3/s;

ΔP_T - presiunea totală de ventilator, Pa;

η_T - randamentul total al instalaţiei de ventilaţie(se va admite 0,5 ÷ 0,7).

Presiunea totală a ventilatorului dedusă din ecuaţia Bernoulli, se calculează cu relaţia:

$$\Delta p_T = \Delta p_d + \Delta p_{st} + \Delta p_{pierderi} \qquad (7.8.12)$$

Presiunea dinamică se calculează cu relaţia:

$$\Delta p_d = \frac{1}{2} v^2 \rho \text{ , Pa} \qquad (7.8.13)$$

v - viteza medie a gazului pe conducta de refulare, m/s.

Presiunea statică:

$$\Delta p_{st} = p_2 - p_1 \qquad (7.8.14)$$

p_2 şi p_1 - presiunile în spaţiile de refulare şi aspiraţie, Pa.

Pierderile de presiune se datoresc frecărilor, rezistenţelor locale şi diferitelor utilaje de pe traseul instalaţiei(absorbere, uscătoare, baterii de încălzire, etc.).

$$\Delta p_{pierderi} = \Delta p_f + \Delta p_{rl} + \Delta p_{utilaj} \qquad (7.8.15)$$

$$\Delta p_f + \Delta p_{rl} = (\lambda \frac{L}{d} + \sum_{i=1}^{m} n_i \xi_i) \frac{v^2}{2} \rho \qquad (7.8.16)$$

Pentru semnificaţia mărimilor şi modul lor de calcul, a se vedea paragraful 7.8.1.3.

Pierderile de presiune datorită diverselor utilaje au fost calculate în paragrafele 5.2.3 şi 7.4.7.

Se calculează în continuare puterea instalată a motorului, vezi paragraful 7.8.1.3: $P_{inst} = \beta \cdot P$

Exemplu de alegere a ventilatorului.

Din calcul a rezultat: $M_v = 5\ m^3/s$, $\Delta p_T = 50\ mm\ CA$ } punctul A (fig.7.8.6)

Se va utiliza diagrama ventilatoarelor centrifugale monoaspirante tip VS-ICMA- Bucureşti, fig.7.8.7.

Din diagrama prezentată în fig.7.8.6 se alege ventilatorul tip VS-8 care asigură atît debitul cît şi presiunea totală solicitată de instalaţie(punctul B). Semnificaţia simbolurilor:

V - ventilator monoaspirant;
S - silenţios;
8 - 800 mm, diametrul rotorului;
P - 7,5 kW;
n = 420 rot/min.

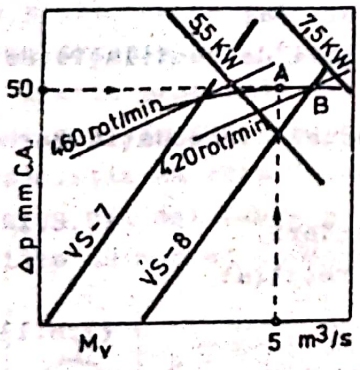


Fig.7.8.6. Exemplu de alegere a unui ventilator.

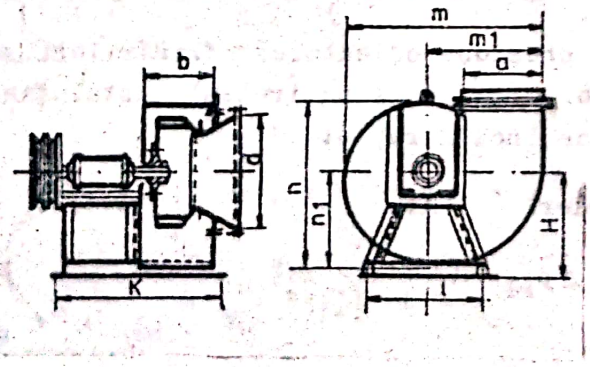


Fig.7.8.8. Ventilator monoaspirant-seria VS.
(catalog ICMA-Bucureşti)

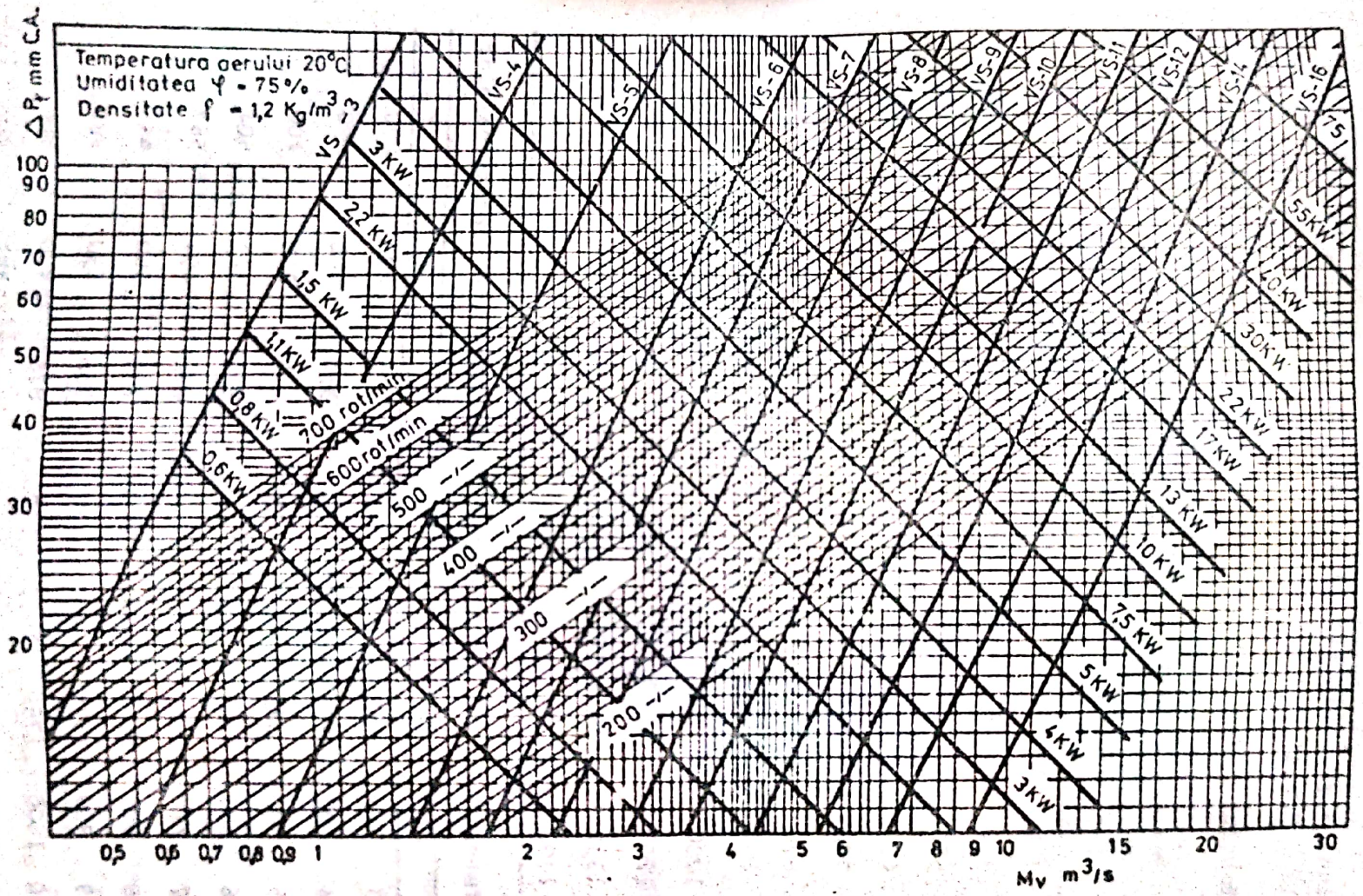


Fig.7.8.7. Diagramă pentru alegerea ventilatoarelor seria - VS.

Scanned with OKEN Scanner

Dimensiunile şi poziţiile de montaj sînt date în fig.7.8.8 şi tabelele 7.8.6 şi 7.8.7.

Tabelul 7.8.6. Dimensiuni constructive ale ventilatoarelor seria VS.

	Poziţia de montaj conform STAS 2376-63 Dimensiunea H								Greutate ventilator kg
	1 şi 10	2 şi 9	3şi 12	4 şi 11	5 şi 14	6 şi 13	7 şi 16	8 şi 15	
VS 3	356	326	307	286	274	247	242	430	110
VS 4	450	395	370	345	320	295	305	550	130
VS 5	550	489	457	426	395	364	375	680	180
VS 6	690	610	570	532	493	453	460	820	270
VS 7	770	685	643	597	554	508	564	930	310
VS 8	870	770	720	670	620	570	570	1058	390
VS 9	970	863	808	751	695	639	630	1148	450
VS 10	1080	958	896	833	771	708	685	1275	680
VS 11	1200	1070	1000	930	860	690	780	1450	800
VS 12	1332	1195	1117	1040	963	885	860	1580	1050
VS 14	1490	1333	1243	1158	1071	983	965	1750	1450

Tabelul 7.8.7. Dimensiuni constructive ale ventilatoarelor seria- VS.

Tipul	d	m	m_1	n	n_1	a	b
VS 3	315	552	315	472	276	220	220
VS 4	400	700	400	600	350	280	320
VS 5	500	875	500	750	437	350	400
VS 6	630	1103	630	945	552	441	504
VS 7	710	1242	710	1066	622	497	567
VS 8	800	1400	800	1200	700	560	640
VS 9	900	1575	900	1350	788	630	720
VS 10	1000	1750	1000	1500	875	700	800
VS 11	1120	1960	1120	1600	980	785	900
VS 12	1250	2195	1252	1885	1097	875	1000
VS 14	1400	2450	1400	2100	1225	980	1120

Scanned with OKEN Scanner

Ventilatoarele din această serie se execută într-un număr de 11 tipodimensiuni, numerotate de la VS 3 la VS 14, pentru aer sau gaze neutre, avînd impurităţi solide în maximum 150 mg/m^3.

Seria de ventilatoare asigură acoperirea unui cîmp de debite şi presiuni de la 1500 m^3/h şi Δp_T = 14 mm H_2O la 110.000m^3/h şi Δp_T = 130 mm H_2O, ventilatoarele asigurînd un randament maxim de 60 %.

7.9. DIMENSIONAREA RACORDURILOR.

7.9.1. DIAMETRUL SI LUNGIMEA RACORDURILOR. VITEZE DE TRANSPORT ALE FLUIDELOR.

In orice tehnologie din industria chimică se folosesc materiale solide, lichide şi gazoase care sînt în continuă mişcare. Transportul gazelor şi lichidelor este comod, deoarece acestea au proprietatea de a curge. Pentru transportul solidelor se folosesc alte tehnici şi anume: dizolvarea solidului într-un lichid, mărunţire, antrenare cu un gaz(transport pneumatic) sau cu un lichid, etc.

Transportul fluidelor se face prin conducte şi canale(fluidul nu umple secţiunea canalului).

Conducta este un ansamblu de elemente montate între ele pe un traseu bine determinat. In general, orice traseu de conductă este constituit din tubulatură, elemente de legătură(flanşe,piese fasonate, fitinguri, etc), dispozitive de preluare a dilataţiilor termice, armături de închidere, reglare sau distribuire, precum şi din elemente de rezemare sau susţinere. Conductele tehnologice sînt montate pe trasee comune, la acelaşi nivel sau la nivele diferite, ceea ce uşurează într-o oarecare măsură soluţionarea tehnică a sprijinirii.

Majoritatea elementelor componente ale conductelor sînt definite prin diametrul nominal, D_n, şi presiunea nomonală, P_n.

Diametrul nominal, D_n(mm), este o mărime convenţională care serveşte pentru indicarea univocă a dimensiunii diferitelor elemente de conductă, reprezentînd în cazul conductelor - aproximativ diametrul interior al acestora(D_i). Diametrul exterior(D_e) este o dimensiune de legătură, fiind mărimea standardizată, în cazul elementelor de conductă.

Presiunea nominală - p_n- este o presiune convenţională,utilizată la clasificarea în calculul elementelor de conductă, reprezentînd valoarea presiunii maxime ce poate solicita conducta la

temperatura standard(20°) [27, 58].

Dimensiunile conductelor, diametrul şi lungimea, depind de: debitul şi proprietăţile fluidului transportat şi distanţa de transport. Lungimea conductelor nu se calculează, ci, se stabileşte funcţie de condiţiile de amplasare a utilajelor între care se realizează transportul.

Pentru conductele de lungime mică, inclusiv racordurile utilajelor, diametrul se calculează din relaţia debitului masic, funcţie de viteza fluidului:

$$M_m = \frac{\pi d_i^2}{4} \cdot \rho \cdot v \qquad (7.9.1)$$

în care: d_i este diametrul interior al conductei sau racordului;
ρ - densitatea fluidului;
v - viteza admisibilă a fluidului care se alege pe baza vitezelor recomandate,(tabelul 7.9.1)[1, 13].

Tabelul 7.9.1. Viteze recomandate pentru transportul fluidelor în conducte.

Fluidul	Utilizare şi specificaţii		Viteza m/s
Lichide diverse	- cu vîscozitate obişnuită		3
	- foarte vîscoase		0,5 - 1
Apă de răcire	- pompe centrifuge	conducta de aspiraţie	0,7 - 1,5
		conducta de refulare	1 - 3
Abur saturat	- de joasă presiune(pînă la 10 at)		15 - 20
	- de presiune medie(10 - 40 at)		20 - 40
Aer	- scopuri diverse	conducte cu d < 0,08 m	10
		conducte cu d=0,15 m	20
	- compresoare	conducta de aspiraţie	16 - 20
		conducta de refulare	25 - 30
	- ventilatoare de presiune joasă	conducta de aspiraţie	10 - 12
		conducta de refulare	12 - 16
	- presiune medie	conducta de aspiraţia	12-16
		conducta de refulare	15-20
	- presiune înaltă	conducta de aspiraţie	12-18
		conducta de refulare	20-30

Valoarea diametrului obţinută din calcul se rotunjeşte la o valoare nominală conform STAS 404/3-88, pentru ţevi din oţel obişnuit, STAS 10321-88 şi 10358-80, pentru ţevi din oţel inoxidabil, prezentate în anexele 5, 6, 7.

In cazul conductelor de lungime mare, se recomandă să se calculeze diametrul optim al conductei. Diametrul optim, sau diametrul cel mai economic, al unei conducte este acela pentru care costul de investiţie, întreţinere şi funcţionare este minim[1].

Lungimea racordurilor se stabileşte avînd în vedere faptul, dacă utilajul este prevăzut cu izolaţie termică sau nu. La utilajele fără izolaţie termică, lungimea racordului se admite 80-100mm iar la cele izolate de 125-150 mm.

Amplasarea orificiilor pentru racorduri pe funduri sferice racordate(în formă de mîner de coş) şi elipsoidale trebuie făcută astfel, încît, distanţa dintre marginea sudurii racordului şi conturul exterior al fundului, măsurată în proiecţia pe un plan perpendicular la axa de revoluţie a fundului să fie cel puţin egală cu 1/10 din diametrul exterior al fundului. De asemenea, orificiile pentru racorduri nu se vor practica pe îmbinările sudate sau în imediata apropiere a acestora[42].

In cazul ansamblării prin flanşe a subansamblelor, poziţia racordurilor se va stabili în aşa fel, încît, să permită accesul la şuruburile şi piuliţele de fixare.

In afara racordurilor de intrare şi ieşire a diferitelor materiale, fiecare compartiment al utilajului va fi prevăzut cu racorduri de aerisire şi scurgere.

7.9.2. <u>FLANSE</u>.

Racordurile sînt subansamble ale utilajelor formate dintr-o ţeavă şi o flanşă asamblate prin sudură, în cazul în care utilajul sau un compartiment al acestuia, este confecţionat din oţel obişnuit, sau, o ţeavă şi un inel din oţel inoxidabil şi o flanşă din oţel carbon, de asemenea sudate, dacă utilajul sau compartimentul pe care se sudează racordul este din oţel inoxidabil. In primul caz se folosesc pentru confecţionarea racordurilor ţevi din oţel STAS 404/3-88 (anexa 5), iar flanşele se vor alege, funcţie de presiunea de lucru, conform STAS 8012-84, 8013-84 şi 8014-84(anexele 11, 12 şi 13).

Suprafeţele de etanşare ale flanşelor pot fi:

- pentru execuţie obişnuită, plană cu umăr(forma PV),conform STAS 1730-71;

- pentru execuţii speciale, cu prag şi adîncitură(forma PA 1 şi PA 2) conform STAS 1732-66, cu pană şi canal(forma CP 1 şi CP 2), conform STAS 1731-66 şi cu prag şi şanţ sau adîncitură(forma PS 1 şi PS 2) conform STAS 1739-69).

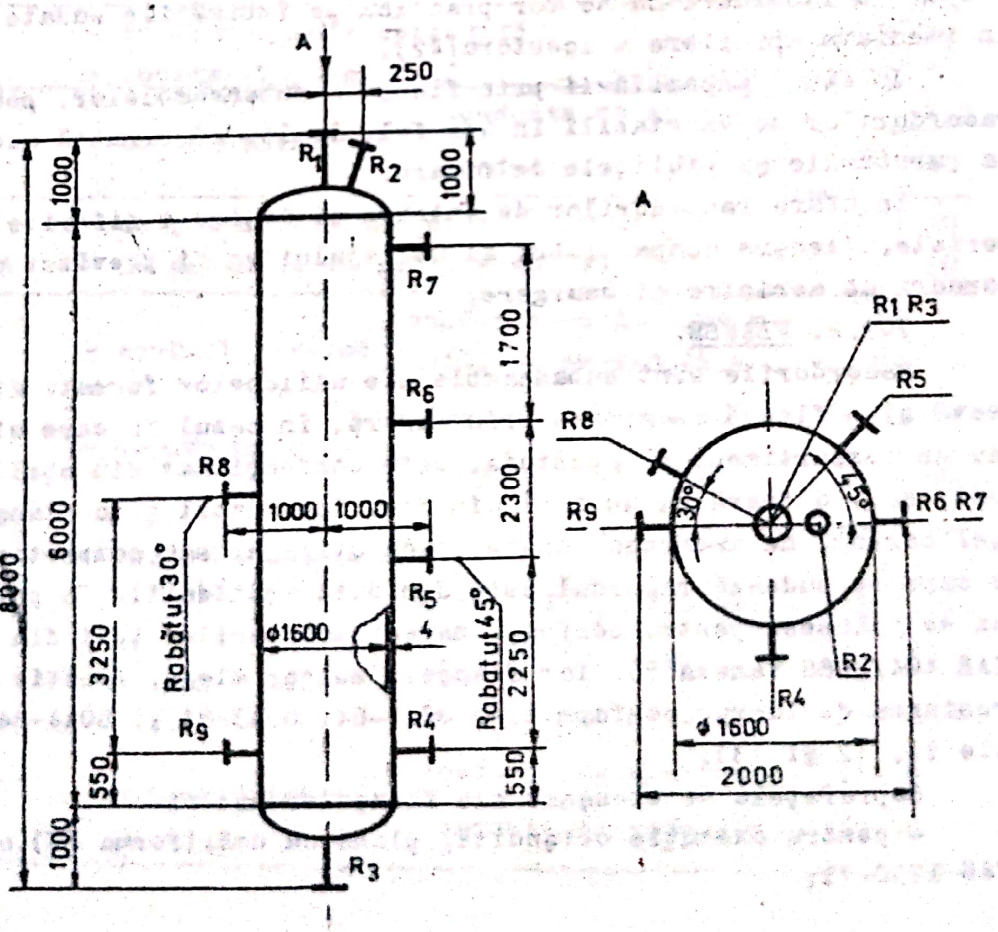
Flanşele cu execuţii speciale se recomandă în cazul cînd se cer condiţii severe de etanşare: medii toxice, inflamabile, sau explozibile, aparate care lucrează la vid, etc.

Notarea unei flanşe în tabelul de componenţă se va face conform indicaţiilor date în STAS.

Pentru aparate, sau părţi ale acestora, confecţionate din oţel inoxidabil se recomandă racorduri pentru sudare cu flanşe plate căptuşite, alese funcţie de presiunea de lucru, conform STAS 8815/3-79(PN 6), 8815/4-79(PN 10) şi 8815/5-79(PN 16) (anexele 8, 9, 10).

Suprafeţele de etanşare pot fi: plane(forma PN), cu canal şi pană(forma CP 1 şi CP 2) şi cu prag şi adîncitură.

Cotarea şi amplasarea pe desen a racordurilor este indicată în figura 7.9.1.



7.10. DIMENSIONAREA UTILAJELOR DE DEPOZITARE.

Utilajele de depozitare a produselor se aleg funcţie de starea de agregare, parametrii la care trebuie menţinute(presiune, temperatură) şi cantitatea depozitată. Gazele de presiune joasă se depozitează în rezervoare cilindrice sau poligonale, iar cele cu presiune înaltă în rezervoare cilindrice şi sferice. Depozitarea lichidelor se face obişnuit, în rezervoare cilindrice, iar a solidelor în buncăre şi silozuri.

In cele ce urmează se abordează numai utilajele referitoare la depozitarea lichidelor şi a materialelor solide granulare.

7.10.1. REZERVOARE

Pentru depozitarea majorităţii produselor lichide se utilizează rezervoare metalice. După nivelul de amplasare rezervoarele se împart în: supraterane sau de suprafaţă, semiîngropate şi îngropate. După poziţia de amplasare se împart în: verticale şi orizontale. Depozitarea în rezervoare de suprafaţă este mai folosită, deşi la produsele uşor inflamabile este mai bună depozitarea semiîngropată şi îngropată. După presiunea de lucru există: rezervoare de presiune joasă, denumite şi rezervoare atmosferice, rezervoare de presiune medie şi rezervoare de presiune ridicată. Cele de presiune joasă au formă cilindrică, cu fund bombat sau chiar plat şi capac plat sau uşor bombat. Sînt considerate rezervoare de mică capacitate cele care au volumul nominal de depozitare sub 30.000 m^3. La rezervoarele mari pentru diminuarea pierderilor prin vaporizare se folosesc capace plutitoare. Forma, dimensiunile tehnologice şi principalele racorduri ale unui rezervor sînt date în figura 7.10.1.

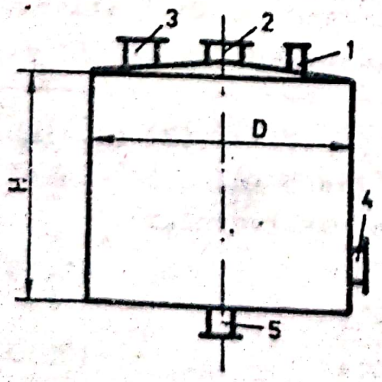


Fig.7.10.1.
Rezervor cilindric vertical cu capac: 1 - racord intrare produs; 2- racord pentru echipament respiratoriu; 3- gură de lumină; 4- gură de vizitare; 5- racord ieşire produs.

Poziţia rezervoarelor cilindrice poate fi verticală sau orizontală. Cele verticale sînt mai economice şi ocupă suprafaţă mai mică, iar cele orizontale se întreţin şi se repară mai uşor. De aceea, poziţia verticală este mai utilizată, decît acea orizontală.

Amplasarea supraterană a rezervoarelor este de preferat, deoarece montarea şi întreţinerea lor este mai uşoară. La cele subterane, la întreţinerea şi montarea greoaie, se mai adaugă şi golirea cu ajutorul pompelor, care este mai dificilă faţă de golirea prin scurgere liberă de la cele supraterane. In plus eventualele scurgeri de lichid sînt mai greu de controlat, iar defecţiunile mai greu de remediat.

Problemele de fluiditate, explozie, inflamabilitate, toxicitate şi îngheţ a lichidului depozitat trebuie avute în vedere la amplasarea rezervoarelor în spaţii închide sau deschise.

Substanţele inflamabile se depozitează în rezervoare închise, evitîndu-se scăpările de vapori şi scurgerile de lichid. La astfel de substanţe depozitele se amplasează la distanţă faţă de instalaţiile productive şi în locuri lipsite de foc. Cînd este cazul se face şi protejarea rezervoarelor contra acţiunii soarelui.

7.10.1.1. DIMENSIONAREA REZERVOARELOR.

Dimensiunile rezervoarelor depind de volumul de lichid depozitat(V_l) care este egală cu produsul între debitul de lichid produs sau consumat de instalaţie şi durata colectării sau de consum conform relaţiei:

$$V_l = M_v \cdot t \ , \ m^3 \qquad (7.10.1)$$

în care: M_v- debitul de lichid, m^3/h; t- timpul, h.

Funcţie de volumul lichidului depozitat(V_l) şi gradul de umplere a rezervorului(coeficient de umplere) se calculează volumul rezervorului(V_r) cu relaţia:

$$V_r = \frac{V_l}{\varphi} \ , \ m^3 \qquad (7.10.2)$$

în care: φ este gradul de umplere a rezervorului cu lichid şi are valori cuprinse între 0,75 şi 0,80.

Se alege valoarea raportului între înălţimea (H) şi diametrul (D) a rezervorului în limitele 1,1 şi 2. Fie b valoarea aleasă a raportului H/D. Pentru forma cilindrică a rezervorului:

$$V_r = \frac{\pi D^2}{4} H \ , \ m^3 \qquad (7.10.3)$$

cu

$$H = bD \ , \ m \qquad (7.10.4)$$

rezultă:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_r}{b\pi}}, \quad m \qquad (7.10.5)$$

Se calculează apoi înălţimea (H) cu relaţia (7.10.4).

Există relaţii de calcul a diametrului şi înălţimii rezervoarelor care au în vedere consumul minim de metal pentru virolă, fund şi capac. In astfel de cazuri înălţimea se calculează cu relaţia/ 58/:

$$H = \sqrt[3]{\frac{V_r \cdot \delta (1+C)^2}{\pi \delta_v^2 (1+C_v)^2}}, \quad m \qquad (7.10.6)$$

Diametrul se calculează cu relaţia:

$$D = 2\sqrt[3]{\frac{V_r \cdot \delta (1+C)}{\pi \cdot \delta_v (1+C_v)}}, \quad m \qquad (7.10.7)$$

Semnificaţia mărimilor din relaţiile (7.10.6) şi (7.10.7) este:

δ - grosimea cumulată a fundului şi capacului rezervorului, în m;

$$\delta = \delta_f + \delta_c \qquad (7.10.8)$$

în care: δ_f este grosimea tablei fundului, în m; δ_c - grosimea tablei capacului, în m;

δ_v - grosimea tablei virolei, în m;

C şi C_v - sînt coeficienţi de corecţie care iau în considerare suprapunerea marginilor tablelor în vederea sudării capacului şi a fundului de virolă (C=0,075; C_v=0,05);

V_r - are semnificaţia din relaţia (7.10.2).

Grosimea tablelor se ia din tabelul (7.10.1).

Tabelul 7.10.1. Dimensiunile tablelor din oţel carbon şi oţel aliat/ 58, p.474/.

Grosimea, mm	Lăţimea, mm	Lungimea, mm	Grosimea, mm	Lăţimea, mm	Lungimea, mm
4	1500	6000	9	1800	6000
5	1500	6000	10	2000	10000
6	1800	6000	12	2000	10000
7	1800	6000	14	2000	10000
8	1800	6000	16	2000	10000

Pentru dimensionarea racordurilor vezi capitolul (7.9).

Scanned with OKEN Scanner

7.10.2. BUNCARE SI SILOZURI.

Buncărele şi silozurile sînt utilaje pentru depozitarea materialelor granulare şi pulverulente. Constau dintr-un recipient vertical cu secţiune poligonală sau cilindrică, terminat la partea inferioară cu o pîlnie piramidală sau la cele cilindrice cu una conică. Denumirea de siloz se utilizează cînd înălţimea recipientului este mai mare decît dimensiunile transversale, iar cînd sînt de acelaşi ordin de mărime se foloseşte denumirea de buncăr. Gura de descărcare a buncărelor şi silozurilor se află la partea de jos a pîlniei şi poate fi în plan orizontal sau vertical. In mod curent se utilizează, atît pentru buncăre cît şi pentru silozuri denumirea generală de buncăre, deoarece atît elementele constructive cît şi cele de dimensionare sînt similare. Figura(7.10.2) redă schiţa a două buncăre.

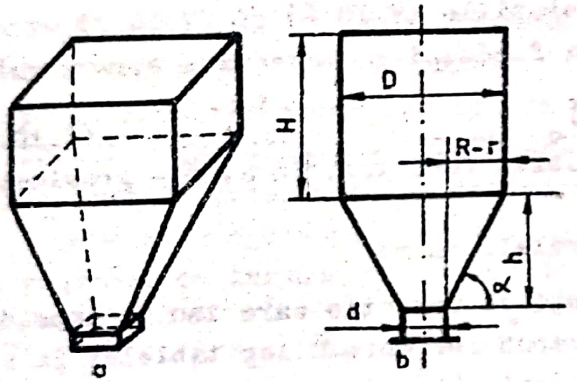


Fig.7.10.2.

Buncăre: a- buncăr paralelipipedic;
b -buncăr cilindric.

7.10.2.1. DIMENSIONAREA BUNCARELOR.

Capacitatea buncărelor trebuie să satisfacă cerinţele instalaţiei deservite pe o anumită durată de funcţionare a instalaţiei.

Ca şi în cazul rezervoarelor se impune un coeficient de umplere $\varphi = 0,75 - 0,80$. Volumul materialului granular(V) pe durata (t) va fi:

$$V = M_v \cdot t \ , \ m^3 \qquad (7.10.9)$$

în care: M_v este debitul de material granular obţinut din relaţia:

$$M_v = \frac{M_m}{\rho_v} \ , \ m^3/h \qquad (7.10.10)$$

în care: M_m este debitul masic de granule, în kg/h;

ρ_v - densitatea în vrac a materialului granular, kg/m^3.

Volumul buncărului (V_b) luînd în considerare coeficientul de umplere(φ) va fi:

$$V_b = \frac{V}{\varphi} \quad , \quad m^3 \qquad (7.10.11)$$

La buncărele cilindrice se admite raportul între înălţime şi diametru(H/D) şi din volumul(V_b) a buncărului se află fie diametrul fie înălţimea. Dacă:

$$\frac{H}{D} = b \text{ şi respectiv } D = \frac{H}{b} , \qquad (7.10.12)$$

prin înlocuirea lui D în expresia de calcul a volumului unui cilindru, rezultă:

$$H = \sqrt[3]{\frac{4V_b b^2}{\pi}} , \quad m \qquad (7.10.13)$$

Valoarea raportului H/D se ia supraunitară, dar mai apropiată de unitate pentru buncărele propriu-zise şi mult mai mare ca unitate la silozuri.

La dimensionarea buncărelor şi respectiv a silozurilor paralelipipedice se procedează ca la cele cilindrice, cu deosebirea că laturile secţiunii transversale se admit şi se calculează numai înălţimea lor cu relaţia:

$$H = \frac{V_b}{A} , \quad m \qquad (7.10.14)$$

în care: A este aria secţiunii transversale, în m^2.

Dacă este necesar să se cunoască şi volumul de material granular care revine părţii tronconice a buncărului(V_t) atunci acesta se obţine cu relaţia:

$$V_t = \frac{\pi h}{8}(D^2 + d^2) , \quad m^3 \qquad (7.10.15)$$

în care: h este înălţimea trunchiului de con, în m;

D - diametrul buncărului, în m;

d - diametrul gurii de scurgere a materialului, în m.

Cunoscînd volumul de material din zona tronconică se recalculează volumul de material care revine zonei cilindrice a buncărului şi după metodologia prezentată anterior se redimensionează această zonă,cu menţinerea constantă a diametrului(D) şi a coeficientului de umplere(φ). Cu noua valoare a înălţimii buncărului se verifică dacă raportul H/D se înscrie în limitele acceptate în practică.

Înălţimea(h) a părţii tronconice se află din relaţia(v.fig. 7.10.2):

$$tg\alpha = \frac{h}{R - r} \qquad (7.10.16)$$

în care: R şi r sînt raza mare şi respectiv mică a trunchiului de con, în m; raza mică este egală cu raza gurii de scurgere a materialului.

Unghiul α se calculează din relaţia:

$$\cos \alpha = \sqrt{\sqrt{4 \cdot \mu^4 + 1} - 2\mu^2} \qquad (7.10.17)$$

în care: μ este coeficientul de frecare a materialului granular de materialul pereţilor buncărului(v.tabelul 7.10.2).

La buncărele piramidale valorile practice ale acestui unghi sînt: pentru cărbune, antracit, pietriş, piatră de var $\alpha = 45^o$; pentru minereurile cu coeficient de frecare mare $\alpha = 50^o$; pentru cereale(coeficient de frecare mic) $\alpha = 35^o$.

Tabelul 7.10.2. Caracteristicile principale ale unor materiale [59, p.441].

Materialul	Densitatea în vrac, t/m^3	Unghiul de frecare, în grade	Unghiul de taluz natural în repaus, în grade	Coeficient de frecare, pe oţel (μ)
Argilă în bucăţi mijlocii	0,7 - 1,5	40 - 50	50	0,75 - 1
Argilă praf	0,4 - 1,28	40 - 45	50	0,75 - 1
Calcar în bucăţi mici	1,47-1,50	37 - 52	-	0,56 - 1
Clinker	1,28-1,52	33	-	-
Cocs	0,36-0,53	35 - 50	50	0,47-0,53
Ghips în bucăţi mijlocii	1,2 - 1,4	30 - 40	40	0,61-0,78
Ghips praf	0,8-0,96	30 - 40	40	0,61-0,78
Nisip fin	1,23-1,65	30 - 40	45	0,45-0,80
Nisip grosier	1,4-1,9	26 - 45	45	1
Pietriş	1,5-1,9	40 - 45	45	0,47-0,63

Diametrul minim al gurii de scurgere (d) se calculează cu relaţia[59, p.630]: $d = k(80 + a)tg\alpha$, m (7.10.18)

în care: k este un coeficient egal cu 2,6 pentru materialul sortat şi 2,4 pentru materialul amestecat(nesortat); a - dimensiunea granulelor, în mm; α - unghiul de frecare, material-perete buncăr, în grade(tabelul 7.10.2).

Pentru a se evita blocarea gurii de scurgere a materialului de către un bulgăre mare, cu diametrul a_{max}, se verifică îndepli-

nirea condiţiei: $d = (3 - 6)a_{max}$ (7.10.19)

Dimensiunile gurii de scurgere calculate cu relaţiile (7.10.18) şi (7.10.19) se coroborează cu cele practice, redate în tabelul(7.10.3) şi se adoptă, din toate, valoarea mai mare.

Tabelul 7.10.3

Denumirea materialului	Dimensiunea minimă admisibilă a laturii deschiderii pătrate sau a diametrului la cele circulare, mm
Nisip uscat	150
Nisip umed	450
Pietriş	300
Minereu mărunt	300
Minereu de mărime mijlocie	450 - 500
Minereu bucăţi mari	600

7.10.3. ALIMENTATOARE.

Acestea sînt dispozitive montate la orificiile de golire (scurgere) a buncărelor, care asigură utilajului deservit a alimentare cu debit constant de material granular. Cele mai utilizate pentru materialele cu granulaţie mică şi mijlocie sînt alimentatoarele celulare şi elicoidale, redate în figura(7.10.3).

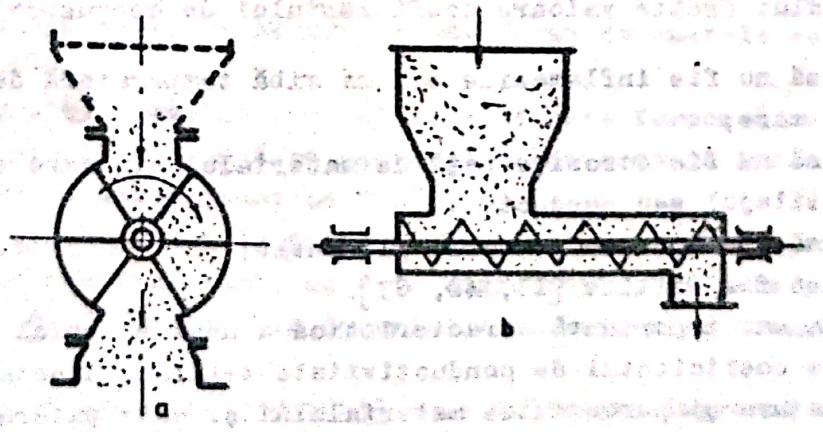


Fig.7.10.3. Alimentatoare: a - celular;
b - elicoidal

7.11. IZOLAREA TERMICA.

Izolarea termică a conductelor şi utilajelor (coloane, schimbătoare de căldură, etc) are ca scop:

- reducerea schimbului de căldură între fluidul din utilaj sau conductă şi mediul ambiant;
- evitarea modificării parametrilor fluidului în utilaj sau conductă(condensarea aburului, încălzirea agenţilor frigorifici, etc.);
- prevenirea accidentelor de muncă prin arsuri termice şi asigurarea unui climat adecvat în instalaţiile din clădire în care există utilaje a căror temperatură exterioară în timpul funcţionării depăşeşte 50°C.

7.11.1. IZOLANTI TERMICI.

Efectele izolării termice a conductelor şi utilajelor depind de materialul folosit, de modul de executare şi de exploatare a izolaţiei. Materialele folosite ca izolanţi termici trebuie să îndeplinească o serie de condiţii dintre care mai importante sînt:

- să aibă coeficient de conductivitate termică mic;
- să aibă densitate mică pentru a nu încărca excesiv utilajul sau conducta(se preferă materiale cu porozitate mare care au şi densitate şi coeficienţi de conductivitate termică mici);
- să reziste la solicitări mecanice(şocuri, vibraţii, etc.);
- să aibă stabilitate termică bună în timp(stabilitatea termică scade în timp datorită îmbătrînirii materialului şi modificării structurii lui sub influenţa temperaturii);
- să aibă permeabilitate mică pentru lichide(prin umezirea materialului creşte valoare coeficientului de conductivitate termică);
- să nu fie inflamabile sau să aibă temperatură de inflamabilitate mare;
- să nu fie corozive faţă de materialul din care este confecţionat utilajul sau conducta;
- să fie uşor de procurat şi montat;
- să fie ieftine [13, 48, 63].

Cea mai importantă caracteristică a unui material termoizolant este coeficientul de conductivitate termică. Acesta este funcţie de natura şi porozitatea materialului şi este puternic influenţat de umiditate.

Domeniul de utilizare al materialelor izolante este limitat de două valori ale temperaturii:

- temperatura de îngheţ a apei din material;

- temperatura de topire a materialului termoizolant.

Din acest punct de vedere materialele termoizolante utilizate în practică se pot clasifica astfel:

- materiale termoizolante pentru temperaturi foarte joase (instalaţii de gaze lichefiate);
- materiale termoizolante pentru temperaturi joase(instalaţii cu agenţi frigorifici);
- materiale termoizolante pentru temperaturi normale(instalaţii de termoficare, încălzire centrală, conducte de condens,etc);
- materiale termoizolante pentru temperaturi ridicate(instalaţii şi conducte de abur supraîncălzit, gaze de ardere, etc.).

Principalele materiale termoizolante utilizate în industrie sînt:

- azbestul- material fibros de origine minerală compus din bioxid de siliciu şi oxid de zinc cu adaosuri de oxizi de aluminiu, fier şi calciu. Se poate folosi pînă la temperaturi de 700°C. Are coeficient de conductivitate termică mare şi de aceea nu se foloseşte ca atare ci intră în componenţa altor materiale termoizolante: sovelit, azbozurit;
- vată minerală obţinută prin topirea bazaltului natural urmată de presarea sau centrifugarea masei topite. Nu este higroscopică şi are rezistenţă chimică bună şi preţ de cost redus;
- vată de zgură - material obţinut prin topirea zgurei de furnal. Se foloseşte pînă la 700°C. Are preţ de cost mic, dar este higroscopică şi corodează pereţii utilajului;
- vată de sticlă - material obţinut prin centrifugarea sau presarea masei de sticlă topită. Are o largă utilizare în practică pînă la temperaturi de 500°C, deoarece nu este corozivă şi are rezistenţă mecanică bună. Se foloseşte sub formă de saltele cu grosimi de 15÷60 mm;
- diatomitul - pămînt natural izolant care formează cu apa o pastă ce poate fi aplicată pe suprafeţele ce trebuie izolate.Se foloseşte pînă la temperaturi de 800°C;
- alfolul - pachete de foiţe de aluminiu de 0,01 mm grosime. Are rezistenţă mecanică bună, nu este higroscopic, dar are preţ de cost ridicat. Se utilizează în domeniul temperaturilor normale şi joase;
- pluta naturală şi expandată - se foloseşte împreună cu bitumul deoarece are rezistenţă mecanică redusă şi higroscopicitate mare;
- beton spongios - sub formă de monolit sau armat cu adaos

de clei, colofoniu, K_2CO_3;

- pîsla - material termoizolant din păr de animal. Are rezistenţă mecanică bună şi proprietăţi termoizolante bune, dar este higroscopică.

Inafară de aceste materiale termoizolante se folosesc, mai ales în domeniul temperaturilor joase şi normale, materiale plastice. Acestea sînt caracterizate printr-o stabilitate chimică bună, coeficienţi de conductivitate termică şi densităţi mici, rezistenţă mecanică bună. De asemenea, sînt nehigroscopice, neinflamabile şi necorozive.

In tabelul 7.11.1 sînt prezentate proprietăţi ale materialelor termoizolante[13, 63].

Tabelul 7.11.1. Proprietăţile unor materiale termoizolante.

Material	Densitate, kg/m³	Coeficient de conductivitate termică, W/mK	Temperatura maximă de utilizare, °C
-Folie de aluminiu (0,1 mm)	20-40	0,03 (0,059+0,00026T_m)	350÷550
-Alfol	20-50	0,115÷0,126	600
-Snur de azbest	240-750	0,09 ÷0,15	500
-Praf de azbest	450-850	0,08÷0,16	550
-Plăci de azbest	300-400	0,08÷0,13	500
-Diatomit -praf	250-350	0,078+0,00024 T_m	800
-Diatomit -presat	400-500		
-Diatomit -aglomerat	650-800		
-vată de sticlă	200-250	0,035÷0,07 0,042+0,00023T_m	500
-Vată minerală(plăci)	350	0,08	500
-Plută	180	0,04÷0,06	120
-Pîslă	250-300	0,04	110
-Beton celular	450-500	0,1 ÷ 0,12	200

Observaţie: T_m - temperatura medie în materialul termoizolant, °C.

7.11.2. CALCULUL IZOLAȚIEI TERMICE.

Calculul izolațiilor termice se poate efectua în mai multe moduri funcție de datele impuse inițial. Astfel, se poate impune temperatura suprafeței exterioare a izolației și se calculează grosimea necesară a izolației, se poate admite grosimea izolației și se verifică dacă pierderile de căldură prin suprafața izolată sînt în limitele admise, se poate determina grosimea izolației dintr-un calcul economic, etc.

Calculul termic al izolației se face, de obicei, folosind relațiile de la transferul de căldură prin pereți plani pentru utilaje cu diametrul mare sau prin pereți cilindrici pentru conducte.

Fluxul termic schimbat printr-un perete plan izolat este dat de relația:

$$Q = \frac{A(T_1 - T_2)}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad , \quad W \qquad (7.11.1)$$

în care: $A = \overline{\Pi \cdot d}_{ex,iz} \cdot H$ (7.11.1) - suprafața de transfer de căldură a utilajului izolat, m^2;

T_1 - temperatura fluidului din interiorul utilajului, ^oC;

T_2 - temperatura mediului ambiant, ^oC;

α_1 - coeficientul individual de transfer de căldură pentru fluidul din utilaj, W/m^2K;

δ, δ_{iz} - grosimea peretelui utilajului și respectiv grosimea izolației, m;

λ, λ_{iz} -coeficienții de conductivitate termică pentru peretele utilajului și izolației, W/m.K;

α_2 - coeficient individual de transfer de căldură care ține seama de convecția liberă, radiație și de influența vîntului, $W/m^2.K$(fig.7.11.1).

Valoarea acestui coeficient se poate determina folosind relațiile de la transferul de căldură prin convecție și radiație sau, mai rapid, utilizînd o serie de relații simplificate. De exemplu: $\alpha_2 = \alpha_c + \alpha_r + 7\sqrt{w}$ (7.11.3)

în care: α_c este coeficientul individual de transfer de căldură prin convecție;

α_r - coeficientul individual de transfer de căldură prin radiație;

w - viteza vîntului care se admite de obicei 5m/s pentru utilaje plasate în aer liber și w=0 pentru

utilaje situate în interiorul halelor [10].

Pentru utilaje aflate în spaţii închise care au temperatura suprafeţei exterioare pînă la 150°C se poate folosi relaţia:

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07(T_{ext} - T_2),\ W/m^2.K \qquad (7.11.4)$$

în care: T_{ext} este temperatura suprafeţei exterioare a utilajului, °C;

T_2 - temperatura mediului, °C [7].

H este înălţimea utilajului, m;

$d_{ext.iz}$ - diametrul exterior al utilajului izolat, m.

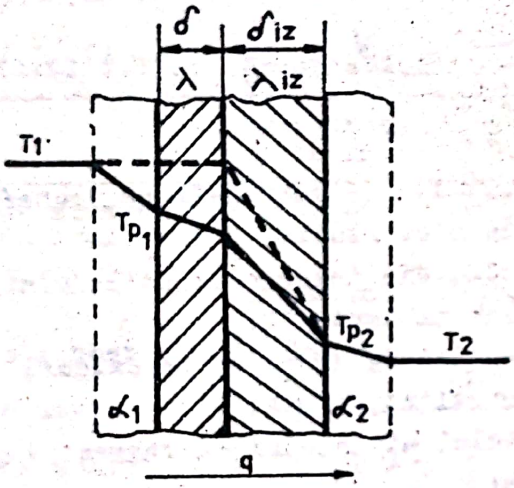


Fig.7.11.1. Schema variaţiei temperaturii la transferul căldurii printr-un perete plan.

Deoarece, de obicei, $\delta < \delta_{iz}$ şi $\lambda >> \lambda_{iz}$, se neglijează rezistenţa termică a peretelui utilajului comparativ cu rezistenţa termică a izolaţiei. De asemenea, deoarece $\alpha_1 >> \alpha_2$ termenul $1/\alpha_1$ se neglijează în raport cu termenul $1/\alpha_2$ şi relaţia(7.11.1) se poate scrie:

$$Q = \frac{A(T_1 - T_2)}{\frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}} + \frac{1}{\alpha_2}},\ W \qquad (7.11.5)$$

a. Dacă este impusă temperatura suprafeţei exterioare a izolaţiei, T_{p2}, se calculează coeficientul individual de transfer de căldură α_2(rel.7.11.4 în care $T_{ext} = T_{p2}$) şi apoi din egalitatea:

$$\frac{(T_1 - T_{p2})}{\frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}}} = \alpha_2(T_{p2} - T_2) \qquad (7.11.6)$$

se calculează grosimea izolaţiei δ_{iz}. După aceasta se determină fluxul termic transferat prin peretele izolat(rel.7.11.5) care se compară cu valoarea admisă pentru pierderile de căldură(se consideră,de obicei, pierderile de căldură prin suprafeţe izolate 2-3% din fluxul termic transferat, iar prin suprafeţele neizolate 10--20 % [63]).

b. Dacă se impune grosimea izolaţiei, δ_{iz}, din sistemul de ecuaţii(7.11.4) şi (7.11.6) se determină temperatura suprafeţei exterioare a izolaţiei, T_{p2}, după care din ecuaţia(7.11.4) se determină valoarea α_2 şi se calculează fluxul termic transferat din relaţia(7.11.5). Valoarea obţinută se compară cu valoarea admisă pentru pierderile de căldură, iar în cazul în care $Q > Q_p$ se reiau calculele cu o altă valoare a grosimii izolaţiei. S-a constatat că pe măsură ce grosimea izolaţiei creşte scad pierderile de căldură, dar creşte costul investiţiei. Se poate determina grosimea optimă a izolaţiei dintr-un calcul economic [47, 63]:

$$C_T = C_{inv} + C_{op} = \min \qquad (7.11.7)$$

în care: C_T - cheltuielile totale anuale;

C_{inv}- cheltuielile de investiţie, lei/an.

$$C_{inv} = A \cdot \delta_{iz} \cdot \rho_{iz} \cdot C_{iz} \cdot R_{AM} \qquad (7.11.8)$$

C_{op}- cheltuielile de operare(exploatare), lei/an;

$$C_{op} = Q \cdot C_q \cdot \tau \qquad (7.11.9)$$

A - suprafaţa izolaţiei, m^2;

δ_{iz}-grosimea izolaţiei, m;

ρ_{iz}-densitatea izolaţiei, kg/m^3;

C_{iz}-costul unitar al izolaţiei în care s-a inclus şi manopera pentru montarea izolaţiei, lei/kg [47];

R_{AM}- rata anuală de amortizare a izolaţiei care se poate determina ţinînd seama de perioada de utilizare a izolaţiei, % ,[63, p.308];

C_q- costul unitar al energiei termice, lei/J [47];

τ - fondul anual de timp, s.

Se introduc relaţiile(7.11.8) şi (7.11.9) în (7.11.7), se derivează ecuaţia şi se anulează derivata obţinîndu-se grosimea optimă a izolaţiei.

7.11.3. METODE DE IZOLARE TERMICA.

Invelişul izolator al utilajelor şi conductelor se compune în general, din izolaţia termică propriu-zisă, un strat de protec-

ţie şi unul de finisare. Izolaţia termică poate fi constituită din unul sau mai multe straturi. Grosimea stratului izolator se determină, de obicei, din calcule(paragraful 7.11.2) şi se recomandă să nu depăşească valorile indicate în tabelul 7.11.2 [13].

Tabelul 7.11.2. Valorile maxime recomandate pentru grosimea izolaţiei.

Diametrul nominal al conductei, mm	Grosimea izolaţiei, mm	Diametrul nominal al conductei, mm	Grosimea izolaţiei mm
50	70	250	130
100	110	300	140
150	120	400	150
200	125	600	160

In cazurile în care grosimea izolaţiei nu se calculează se poate admite grosimea şi pe baza diferenţei între temperatura fluidului din interiorul conductei şi temperatura mediului ambiant(tab7.11.3).

Tabelul 7.11.3. Valori uzuale pentru grosimea izolaţiei conductelor [13].

Diametrul nominal al conductei, mm	Grosimea izolaţiei, mm	
	$\Delta T = 50^{\circ}C$	$\Delta T = 100^{\circ}C$
10-20	20	20
20-30	20	30
30-40	30	40
40-70	30	50
70-100	40	60
> 100	50	80

Funcţie de natura materialului termoizolant şi de posibilităţile de execuţie, izolarea suprafeţelor calde sau reci se poate realiza prin aplicare, turnare, învelire, izolare de umplutură, izolare cu piese fasonate. In industria chimică metoda uzuală de izolare este prin învelire. Izolaţiile termice de acest tip au rigiditate şi rezistenţă mecanică relativ mică şi un cost destul de ridicat, dar au avantajul că se adaptează bine la forma utilajului, se pot monta şi demonta uşor iar materialul termoizolant nu se tasează. Pentru izolarea prin învelire se folosesc: pîsla,

Scanned with OKEN Scanner

vata de sticlă, vata de zgură, vata minerală, şnur, benzi sau pături de azbest.

Izolaţiile termice aplicate se realizează prin depunerea pe suprafaţa utilajului a unei paste de material termoizolant care prin uscare se întăreşte. Se utilizează în cazul sovelitului, azbozuritului etc. pentru izolarea conductelor cu diametre mici şi medii nesupuse vibraţiilor. Principalul dezavantaj, al acestei metode de izolare este durata mare a lucrărilor.

Izolaţiile turnate se realizează prin acoperirea prin turnare a conductelor cu un material termoizolant(beton spongios,etc).

Izolaţiile cu piese fasonate au în prezent o largă răspîndire deoarece aceste piese se obţin în serie se montează uşor şi au durată mare de utilizare.

Stratul de material izolant este acoperit cu un strat hidrofug şi apoi cu un strat de finisare care poate fi un strat de vopsea(pentru utilajele din spaţii închise în care umiditatea mediului nu depăşeşte 60%) un strat cu carton asfaltat, de tablă neagră vopsită sau de tablă zincată(pentru utilajele din spaţii deschise).

Deoarece izolarea flanşelor şi armăturilor este dificilă şi costisitoare, acolo unde procesul tehnologic permite, izolarea nu se execută. De asemenea, izolaţia utilajelor şi conductelor se întrerupe în dreptul suporturilor. Cînd acest lucru nu este posibil (utilaje în aer liber sau diferenţe mari de temperatură între interiorul şi exteriorul utilajului) fie se izolează şi suportul fie se izolează utilajul şi apoi se aşează pe suport.

CAP.8. MATERII PRIME SI UTILITATI.

8.1. MATERII PRIME,

Materia primă reperezintă un ansamblu de material destinat prelucrării, într-o instalaţie industrială, în vederea obţinerii unui produs.

Industria chimică utilizează materii prime de diferite proveniențe, acestea putînd fi:

- materii prime naturale;
- materii prime fabricate industrial;
- produse secundare ale industriei chimice sau ale altor ramuri industriale.

In cadrul proiectului de an, funcţie de tema de proiectare materiile prime pot fi:

- amestecuri omogene de două lichide organice ce urmează a fi separate prin rectificare;
- soluţiile diluate ale unor săruri supuse concentrării prin operaţia de evaporare;
- amestecuri gazoase ce urmează a fi separate prin absorbţie;
- diverse materiale sub formă granulară supuse uscării.

8.2. UTILITATI.

Aburul, apa, aerul comprimat, gazele inerte, solele de răcire şi energia electrică, folosite în industria chimică sînt uzual înglobate în denumirea de utilităţi [13].

Toate utilităţile sînt considerate ca făcînd parte din sfera problemelor energetice ale unei întreprinderi.

8.2.1. APA.

Funcţie de utilizarea care se dă apei se deosebesc mai multe categorii: apă tehnologică, apă de răcire, apă potabilă, apă de incendiu, apă de încălzire.

Apa de răcire poate proveni din fîntîni de adîncime, temperatura ei se menţine între 10-15°C în tot timpul anului, sau apa de la turnurile de răcire, cînd se recirculă, avînd temperatura în timpul verii 25-30°C. Pentru evitarea formării crustei, temperatura apei la ieşire din aparate nu trebuie să depăşească 50°C. Răcirile cu apă industrială se pot realiza pînă la 35-40°C [2].

Apa ca agent de încălzire poate fi:

- apă caldă cu temperatura pînă la 90°C;
- apă fierbinte, sub presiune, pînă la temperatura de 130-150°C.

Apa este un agent termic cu capacitate calorică mare, uşor de procurat. Pentru încălzire, se preferă apa dedurizată în scopul evitării depunerilor de piatră.

8.2.2. ABURUL.

Aburul este cel mai utilizat agent de încălzire şi poate fi: abur umed; abur saturat; abur supraîncălzit.

Aburul umed conţine picături de apă şi rezultă de la turbinele cu contra presiune sau din operaţiile de evaporare, ca produs secundar. Este cunoscut sub denumirea de abur mort.

Aburul saturat este frecvent folosit ca agent de încălzire, avînd căldură latentă de condensare mare şi coeficienţi individuali de transfer de căldură mari. Temperatura aburului saturat poate fi reglată uşor prin modificarea presiunii. Încălzirea cu abur se poate realiza direct, prin barbotare, sau indirect, prin intermediul unei suprafeţe ce separă cele două fluide.

Aburul supraîncălzit cedează, în prima fază, căldură sensibilă de răcire, pînă la atingerea temperaturii de saturaţie, cînd coeficientul individual de transfer de căldură este mic şi apoi căldură latentă prin condensare.

Aburul ca agent de încălzire, este, în general, scump.

8.2.3. ENERGIA ELECTRICA.

Aceasta reperzintă una din formele de energie cele mai folosite în industria chimică datorită uşurinţei de transport la distanţe mari şi la punctele de consum şi randamentelor mari cu care poate fi transformată în energie mecanică, termică sau luminoasă.

Energia electrică transformată în energie mecanică este utilizată la acţionarea electromotoarelor cu care sînt dotate diversele utilaje din industria chimică(pompe, ventilatoare, reactoare cu agitare mecanică etc.).

Energia electrică este folosită şi la încălzire, prin transformare în căldură, folosind mai multe tehnici:

- trecerea curentului prin rezistenţe electrice;
- transformarea energiei electrice în radiaţii infraroşii;
- folosirea curenţilor de înaltă frecvenţă, medie şi mică;
- folosirea pierderilor dielectrice;
- încălzirea prin arc electric.

Avantajul încălzirii electrice constă în reglarea uşoară a temperaturii, posibilitatea generării căldurii într-un punct, introducerea unei cantităţi mari de căldură într-un volum mic, realizarea unei încălziri directe, fără impurificarea mediului şi la

o rice presiune.

Dezavantajul utilizării energiei electrice îl constituie costul ridicat şi impunerea unor măsuri speciale de protecţia muncii.

8.2.4. AERUL COMPRIMAT.

In industria chimică, aerul comprimat poate fi utilizat în următoarele scopuri:

- ca purtător de energie(pentru acţionarea aparatelor de măsură şi de reglare, în atelierul mecanic etc.);
- pentru amestecare pneumatică;
- ca materie primă tehnologică;
- ca fluid inert pentru manipulări de produse, suflări etc. necesitînd o presiune de 4-5 at;
- pentru diferite scopuri(curăţirea utilajelor, uscare etc).

8.2.5. GAZELE INERTE.

Se utilizează,acolo unde,la manipularea unor materiale trebuie evitat contactul direct cu aerul,sau ca fluid pentru suflarea instalaţiei la opriri, porniri sau în caz de avarii. De asemenea, gazele inerte sînt utilizate în operaţia de uscare a unor materiale, amestecare etc.

8.2.6. SOLELE DE RACIRE.

Sînt soluţii apoase de NaCl, $CaCl_2$ sau $MgCl_2$ la care se adaugă inhibitori de coroziune(Na_2CO_3, $Mg(OH)_2$, $CaCO_3$). Concentraţia solelor se alege astfel încît punctul de îngheţ să fie cu 5-10°C inferior temperaturii minime din circuit. Circuitele cu solă permit răciri pînă la - 40°C.

In tabelul 8.2.1 se dau cantităţile de substanţe, în grame, ce trebuiesc adăugate la 100 g apă, pentru a obţine o soluţie ce nu îngheaţă pînă la temperatura indicată [46].

Tabelul 8.2.1. Sole răcitoare.

Substanţa/Temperatura	g substanţă la 100 g apă							
	- 5	-10	-15	-20	-25	-30	-40	-50
NaCl	8,44	16,1	22,9	29,4	23,8	-	-	-
$MgCl_2$	7,66	13,4	17,7	21,1	-	25,9	-	-
$CaCl_2$	9,67	16,6	21,9	26,3	29,9	33,3	38,8	43,8

8.3. CONSUMURI DE MATERII PRIME SI UTILITATI. CONSUMURI SPECIFICE.

Operaţiile sau procesele chimice pot decurge continuu sau discontinuu(în şarje).

Operaţia este continuă cînd instalaţia este alimentată continuu şi uniform(debit constant) cu materii prime şi utilităţi şi debitează neîntrerupt produsul[13].

Fondul anual de timp pentru operaţiile continue se calculează considerînd că instalaţia funcţionează 330 zile/an, în trei schimburi de 8 ore.

Necesarul de materii prime şi utilităţi se exprimă funcţie de natura stării de agregare a fazelor după cum urmează:

- faze solide - debit în t/zi şi kg/h;
  - compoziţia în fracţii masice.
- faze gazoase- debitul în N m^3/h şi kmoli/h;
  - compoziţia în fracţii molare.
- faze lichide- debitul în t/zi şi kg/h;
  - compoziţia în fracţii masice.

Consumul specific reprezintă cantitatea de materie primă, utilităţi etc. raportată la tona de produs finit.

Consumul specific de materii prime se stabileşte pe baza bilanţului de materiale şi se exprimă sub forma tonă materii prime/tona de produs finit, iar consumurile specifice de utilităţi, din bilanţul termic şi puterea necesară în instalaţie şi se exprimă, funcţie de natura lor, în tone/tonă produs finit, KJ/tonă produs finit sau KW/tonă produs finit.

In final, datele se centralizează în tabele de forma 8.3.1 şi 8.3.2.

Tabelul 8.3.1. Consumuri de materii prime.

Nr. crt.	Denumirea materialului	U.M.	Caracteristici	Consum orar	Consum zilnic	Consum specific	Consum anual	Obs.

Tabelul 8.3.2. Consumuri de utilităţi

Nr. crt.	Denumirea utilităţii	U.M.	Caracteristici	Consum orar	Consum zilnic	Consum specific	Consum anual	Obs.

CAP.9. PROBLEME DE MASURA, CONTROL SI AUTOMATIZARE.

Procesele continue se recomandă a fi supuse reglării automate deoarece:

- consumul de materii prime şi auxiliare este raţional;
- creşte productivitatea muncii prin eliminarea timpilor morţi;
- utilajele lucrează continuu la sarcini ridicate ceea ce se reflectă în creşterea capacităţii de producţie;
- creşte calitatea produselor prin menţinerea la valori optime a parametrilor de lucru;
- scade numărul personalului de deservire(operatori);
- se îmbunătăţeşte atît securitatea muncii cît şi condiţiile de muncă.

Automatizarea aplicată numai la cîţiva parametri sau cîteva utilaje se numeşte automatizare parţială. Prin opoziţie, există şi automatizare complexă care asigură funcţionarea întregii instalaţii de fabricaţie fără intervenţia directă a omului.

In cadrul proiectului de an se va face numai reglarea parţială atît a parametrilor cît şi a utilajelor. Pentru o documentare mai amplă se recomandă consultarea bibliografiei[31, 36, 37, 57].

9.1. STABILIREA PARAMETRILOR CE TREBUIESC MASURATI SI REGLATI.

Pe baza analizei structurii procesului tehnologic se stabilesc parametrii şi mărimile ce se impun a fi măsuraţi şi reglaţi, pentru ca instalaţia să răspundă pe deplin imperativelor funcţionării automate(calitate, cantitate, economicitate, etc.). După ce s-au stabilit parametrii reglaţi se trece la poziţionarea pe schema tehnologică a buclelor de reglare automată, cu precizarea parametrului reglat(debit, presiune, temperatură, concentraţie etc.). Pentru indicarea parametrului şi a funcţiei aparatului se fac combinaţii leterale în care prima literă reprezintă parametrul măsurat sau controlat, iar următoarele redau funcţia aparatului. Cîteva exemple de simbolizare se găsesc în [31, p.200]. Simbolurile literale pentru unii paremetri măsuraţi sau reglaţi şi funcţia aparatului sînt date mai jos:

Denumirea parametrului	Simbolul parametrului
- Concentraţia	A
- Debitul	F
- Nivelul	L
- Presiunea	P

- Temperatura - - - - - - - - - - - T
- Umiditatea relativă - - - - - - - φ

Funcţia aparatului	Simbolul funcţiei
- Reglare - - - - - - - - - - - -	C
- Indicare - - - - - - - - - - -	I
- Alarmă(semnalizare) - - - - -	A
- Inregistrare - - - - - - - - -	R
- Contorizare - - - - - - - - - -	Q

De exemplu, debit - înregistrare(F-R) sau temperatură- alarmă(T-A).

Fiecare sistem de reglare automată presupune existenţa unui agent de reglare(abur pentru încălzire, lichid de răcire etc).In majoritatea cazurilor prin modificarea debitului agentului de reglare, parametrul reglat se aduce la valoarea prescrisă.

In continuare se prezintă cîte un exemplu de reglare automată pentru instalaţiile de separare a amestecurilor lichide şi gazoase prin rectificare şi respectiv absorbţie, de concentrare a soluţiilor de săruri prin evaporare şi de uscare a produselor granulare.

9.1.2. AUTOMATIZAREA INSTALATIILOR DE RECTIFICARE.

Procesul de separare prin rectificare a amestecurilor lichide este influenţat de numeroase perturbaţii, dintre care cele mai importante sînt: compoziţia, debitul şi temperatura alimentării. Pentru înlăturarea acestor perturbaţii şi conducerea procesului în sensul dorit, se poate acţiona asupra aportului de căldură în blază, căldurii extrase în condensator, cifrei de reflux şi presiunea în coloană. In acest scop se folosesc ca agenţi de reglare: debitul fluidului(abur) pentru aport de căldură la blază şi preîncălzitor, debitul mediului de răcire la condensator şi debitul refluxului.

Schemele de conducere a proceselor de rectificare în industrie prezintă o mare diversitate. Această situaţie se datoreşte atît numărului mare de parametri care influenţează procesul de fracţionare cît şi gama extinsă a amestecurilor supuse separării.

In figura(9.1.1) este prezentată o schemă generală de automatizare la o coloană de rectificare cu condensare totală a vaporilor de vîrf.

Schema conţine şapte sisteme(bucle) de reglare automată(SRA): FRQC/1 pentru debitul de alimentare a coloanei cu amestec, TRC/1 pentru temperatura amestecului la intrare pe talerul de alimentare,

LC/1 pentru nivelul lichidului în blază, LC/2 pentru nivelul lichidului din vasul de reflux, TRC/3 pentru agentul termic, TRC/2 pentru temperatura de pe un taler a coloanei şi PRC/1 pentru presiunea din coloană.

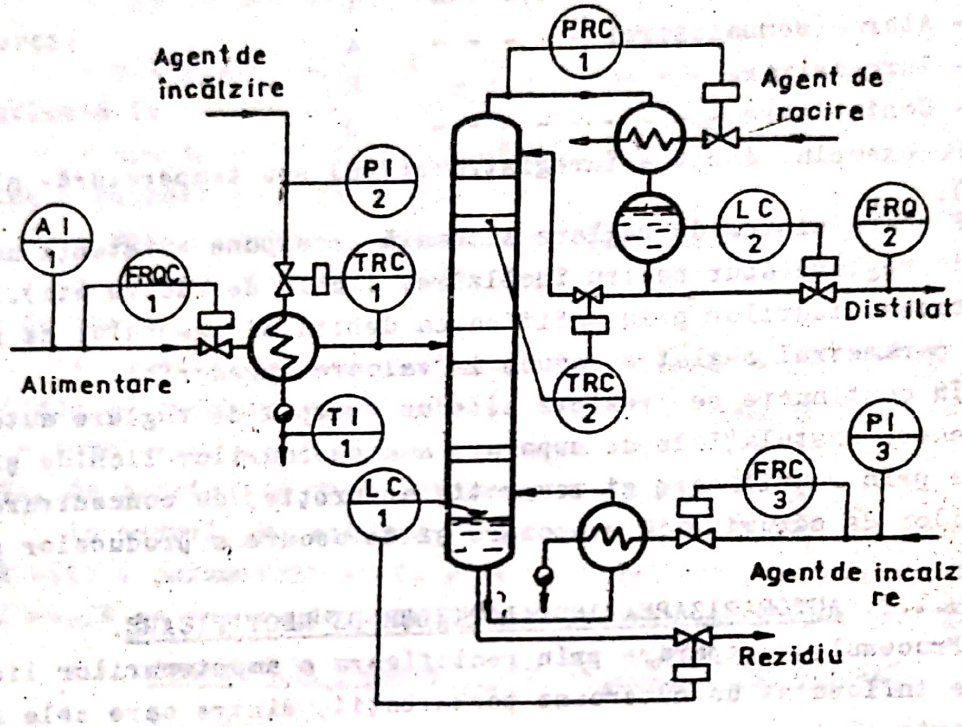


Fig.9.1.1. Schema de automatizare a unei coloane de fracţionare.

Schema de reglare automată din figura(9.1.1) mai conţine măsurări de temperaturi, presiuni, debite şi compoziţie. Determinarea compoziţiei, în cadrul schemei prezentate, se face numai la alimentare. Măsurările prevăzute, fie cu aparate independente, fie cu cele asociate SRA, permit determinarea completă a stării procesului de rectificare.

Varianta sistemului de reglare automată se alege funcţie de procesul de fracţionare concret şi de avantajele şi dezavantajele pe care le prezintă faţă de scopul urmărit. De exemplu, la o coloană de rectificare care lucrează la presiunea atmosferică poate lipsi SRA-P de la vîrful coloanei din figura(9.1.1). O documentare mai amplă se găseşte în [36 cap.17, 31, p.194].

Studentul va face schema reglării automate a instalaţiei de rectificare proiectate numai conform condiţiilor tehnologice din tema de proiectare.

9.1.3. REGLAREA AUTOMATA A INSTALATIILOR DE EVAPORARE CU EFECT MULTIPLU.

Mărimile de comandă care se pot varia în anumite intervale şi care asigură o compensare eficientă a perturbaţiilor la o instalaţie de evaporare sînt: debitele de soluţie şi debitele de agenţi termici. Mărimile comandate(parametrii reglaţi) sînt:temperatura soluţiei la ieşire din preîncălzitor, concentraţia soluţiei în evaporatoare sau cel puţin concentraţia din ultimul evaporator, nivelul soluţiei în evaporatoare şi al condensului în camerele de încălzire, vidul din ultimul evaporator, respectiv din condensator. Nu întotdeauna este necesară reglarea automată a tuturor mărimilor menţionate pentru a asigura cantitatea, calitatea şi economicitatea producţiei. Există, de exemplu, instalaţii de evaporare cu două corpuri care au 16 puncte(parametri) de reglare [36] sau instalaţii cu patru corpuri de evaporare şi numai 7 puncte de reglare [57, p.320]. In figura(9.1.2) este dat un exemplu de reglare a unei instalaţii de evaporare cu trei corpuri şi vid în ultimul evaporator.

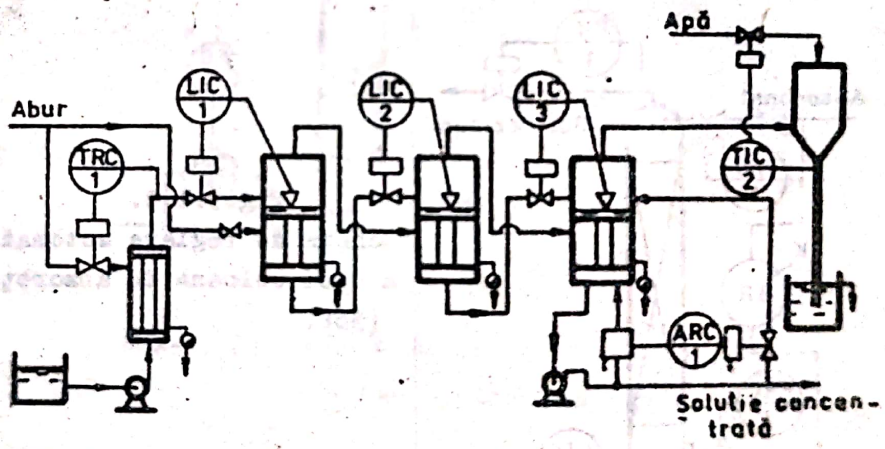


Fig.9.1.2. Reglarea automată a unei staţii de evaporare cu efect multiplu.

Din figura(9.1.2) se constată că sînt prevăzute următoarele sisteme de reglare automată(SRA): pentru menţinerea nivelului soluţiei în primul evaporator prin modificarea debitului soluţiei de alimentare; pentru temperatura soluţiei la intrare în primul evaporator(SRA-T); pentru concentraţia soluţiei evacuate din ultimul evaporator(SRA-A) şi pentru temperatura apei la ieşire din

condensator(SRA-T).

Reglarea automată prezentată vizează aducerea soluţiei la concentraţia dată în tema de proiectare, evitarea degradărilor termice şi un consum raţional de agent de încălzire. Studentul se va strădui să realizeze şi alte variante de reglare automată a unei staţii de evaporare cu efect multiplu, iar una din ele să o anexeze la proiectul de an.

9.1.4. REGLAREA AUTOMATA A INSTALATIILOR DE ABSORBTIE.

In absorbţie concentraţia soluţiei la ieşire din absorbitor poate să fie impusă. Pentru acest caz debitul de absorbant trebuie să fie corelat cu debitul şi compoziţia amestecului gazos astfel încît continuu să rezulte în absorbitor soluţie cu aceeaşi concentraţie. Corelarea menţionată se face în aşa numitul "bloc de raport" care este legat de regulatoarele de debit a amestecului gazos şi a absorbantului. Semnalul de ieşire din blocul de raport constituie intrarea pentru cel de al doilea regulator de debit.

In figura(9.1.3) este dată schema de reglare automată pentru condiţiile de mai înainte.

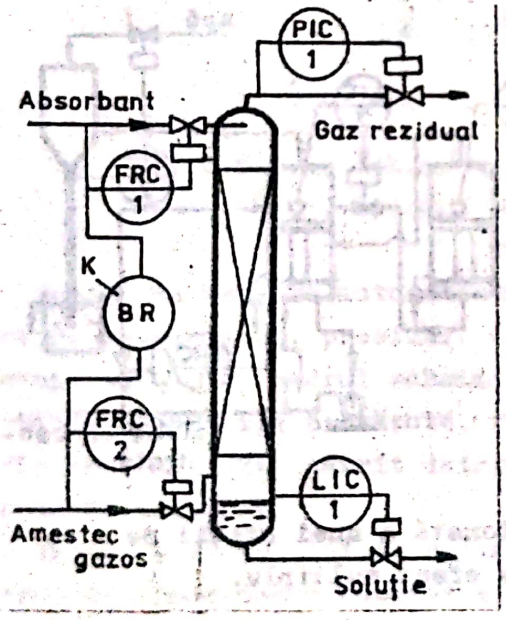


Fig.9.1.3.
Schema de reglare automată a unei coloane de absorbţie [36].

Din figura(9.1.3) rezultă că semnalul de la traductorul de debit fixat pe alimentarea cu amestec gazos este trecut la blocul de raport K(BR), iar semnalul de ieşire din bloc constituie intrarea pentru regulatorul de debit pentru absorbant. Astfel, debitul de absorbant este menţinut în raport K faţă de debitul amestecului gazos şi soluţia rezultată are mereu aceeaşi concentraţie.

La vîrful absorbitorului s-a prevăzut reglarea automată a

presiunii gazului, iar la baza lui reglarea nivelului soluţiei. Dacă absorbitorul lucrează la presiunea atmosferică nu se poate pune problema reglării presiunii, iar dacă concentraţia soluţiei la ieşirea din absorbitor nu este impusă în mod riguros se renunţă la blocul de raport.

Figura(9.1.4) conţine schema de reglare automată a unei coloane de desorbţie prin stripare cu abur, în ipoteza că debitul de soluţie(absorbant îmbogăţit) care provine de la coloana de absorbţie, este variabil, deoarece nivelul acestei soluţii, la baza coloanei, se menţine constant, iar cantitatea de absorbant variază funcţie de debitul de gaz(v.fig.9.1.4).

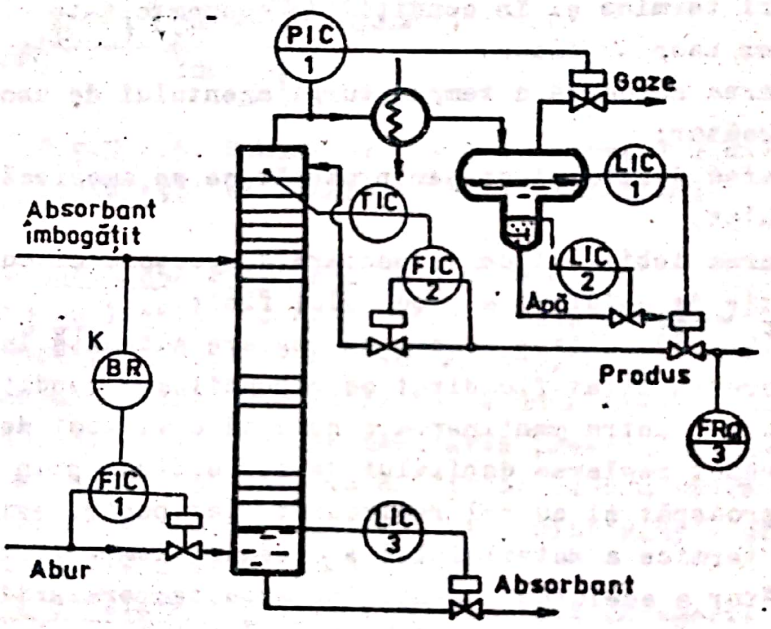


Fig.9.1.4. Schemă de automatizare a unei coloane de desorbţie [36].

Debitul aburului introdus la baza coloanei este corectat de către blocul de raport K(BR) funcţie de debitul de absorbant îmbogăţit. Dacă partea superioară a coloanei lucrează în regim de fracţionare şi la presiune, se reglează temperatura şi presiunea din această zonă. Vasul separator se prevede cu două sisteme de reglare automată pentru nivel (SRA-L) deoarece cînd SRA-L pentru apă nu funcţionează corect, apare posibilitatea de a se pierde produs valoros pe conducta de scurgere a apei. Dacă desorberul nu lucrează în regim de fracţionare se pot omite reglările de la partea superioară a coloanei. In astfel de cazuri se poate prevedea o

reglare numai a debitului de apă funcţie de temperatura ei la ieşire din condensator, astfel încît condensarea să fie totală, iar temperatura condensului cît mai scăzută.

Studentul va întocmi schema de reglare automată a acestor utilaje funcţie de scopul urmărit în realizarea cumulată a celor două operaţii(absorbţie-desorbţie) de exemplu, recuperarea unui component al amestecului gazos, obţinerea unei soluţii de concentraţie dată, evitarea poluării mediului înconjurător etc.

9.1.5. REGLAREA AUTOMATA A UNEI INSTALATII DE USCARE.

La reglarea automată a unui proces de uscare se urmăreşte obţinerea produsului finit cu un conţinut de umiditate constant, fără degradări termice şi în condiţii de economicitate cît mai bune. In acest scop se impune:

- reglarea automată a temperaturii agentului de uscare la intrare în uscător;
- reglarea debitului de aer proaspăt ce se amestecă cu aerul recirculat;
- reglarea debitului de alimentare a uscătorului cu material umed funcţie de umiditatea produsului finit.

Figura(9.1.5) conţine schema de reglare automată la o instalaţie de uscare în strat fluidizat corespunzătoare condiţiilor impuse anterior. Pentru menţinerea constantă a vitezei de fluidizare s-a prevăzut reglarea debitului de aer obţinut prin amestecarea celui proaspăt şi cu cel recirculat, iar pentru evitarea degradărilor termice a materialului s-a reglat temperatura la intrare în uscător a aceluiaşi agent. Reglarea temperaturii agentului de uscare s-a impus şi prin faptul că debitul rezultat prin amestecarea aerului proaspăt cu cel recirculat poate să varieze. A fost necesară şi reglarea debitului de material umed deoarece în umiditatea lui pot apărea perturbaţii cauzate de condiţiile atmosferice, depozitare, proces de fabricaţie, transport, etc.

9.2. APARATE DE MASURA, REGLARE SI INREGISTRARE.

Pentru o mai uşoară rezolvare a problemelor legate de măsurarea şi reglarea automată a mărimilor şi parametrilor dintr-un proces tehnologic se trec în revistă cele mai principale aparate sau metode utilizate la măsurarea presiunii, vidului, temperaturii, debitului, nivelului lichidelor şi a umidităţii relative a gazelor şi a umidităţii solidelor.

Scanned with OKEN Scanner

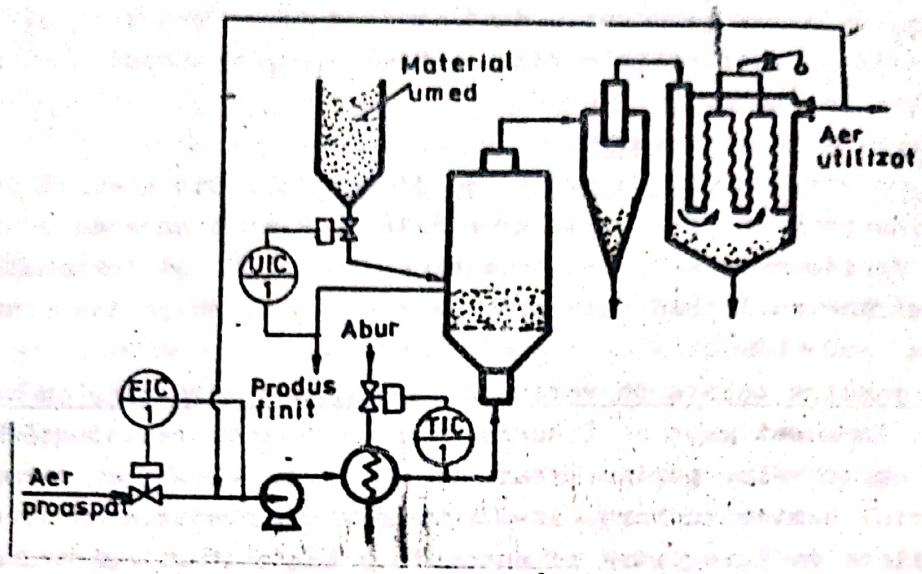


Fig.9.1.5. Schema de reglare automată a unei instalaţii de uscare în strat fluidizat.

9.2.1. MASURAREA PRESIUNII SI A VIDULUI.

Aparate cu lichid. Cu astfel de aparate se măsoară suprapresiuni(manometre), depresiuni(vacuumetre), suprapresiuni şi depresiuni(manovacuumetre) sau diferenţa a două presiuni(manometre diferenţiale). Se utilizează la măsurarea presiunilor(depresiunilor) mici, dar există şi aparate cu lichid care măsoară presiuni pînă la 3 atmosfere. Au preţ de cost mic, sînt simple şi precizie relativ mare $\pm$ 1 ÷ 2 mm apă sau mercur.

Aparate cu element elastic. Din această categorie fac parte:

- manometrele cu tub Bourdon, P = 0,6 ÷ 100 atm, eroare 1÷2,5 %;
- manometre cu membrană, P= 100 mm H_2O ÷ 40 atm, eroare 2÷2,5 %;
- manometre cu burduf, P= 0,1÷5 atm, eroare sub 2,5 %.

Manometre electrice. Astfel de aparate se utilizează, în general, pentru măsurarea presiunilor de ordinul sutelor şi miilor de atmosfere.

Aparate combinate. În această categorie se înscrie balanţa inelară(cu tor oscilant) care măsoară presiuni de la 4 la 2600 mm H_2O.

Pentru măsurarea vidului se utilizează, în mod curent, vacuumetrele cu tub Bourdon, cu membrană şi tub U.

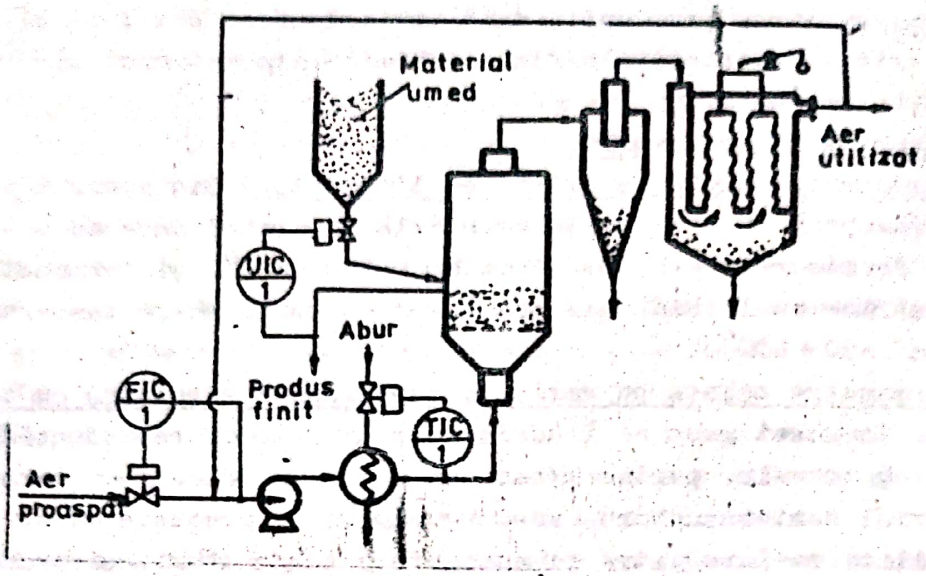


Fig.9.1.5. Schema de reglare automată a unei instalaţii de uscare în strat fluidizat.

9.2.1. MASURAREA PRESIUNII SI A VIDULUI.

Aparate cu lichid. Cu astfel de aparate se măsoară suprapresiuni(manometre), depresiuni(vacuumetre), suprapresiuni şi depresiuni(manovacuumetre) sau diferenţa a două presiuni(manometre diferenţiale). Se utilizează la măsurarea presiunilor(depresiunilor) mici, dar există şi aparate cu lichid care măsoară presiuni pînă la 3 atmosfere. Au preţ de cost mic, sînt simple şi precizie relativ mare $\pm$ 1 ÷ 2 mm apă sau mercur.

Aparate cu element elastic. Din această categorie fac parte:

- manometrele cu tub Bourdon, P = 0,6 ÷ 100 atm, eroare 1÷ -2,5 %;
- manometre cu membrană, P= 100 mm H_2O ÷ 40 atm, eroare 2÷ -2,5 %;
- manometre cu burduf, P= 0,1÷5 atm, eroare sub 2,5 %.

Manometre electrice. Astfel de aparate se utilizează, în general, pentru măsurarea presiunilor de ordinul sutelor şi miilor de atmosfere.

Aparate combinate. In această categorie se înscrie balanţa inelară(cu tor oscilant) care măsoară presiuni de la 4 la 2600 mm H_2O.

Pentru măsurarea vidului se utilizează, în mod curent, vacuumetrele cu tub Bourdon, cu membrană şi tub U.

La alegerea aparatelor pentru măsurarea presiunii trebuie cunoscute: valoarea presiunii, dacă variază brusc sau lent şi între ce limite, proprietăţile fizico-chimice ale mediului măsurat şi precizia necesară.

Măsurarea temperaturii.

Termometre bazate pe dilatarea lichidelor. Din această categorie fac parte termometrele de sticlă cu lichid care au o scară largă de măsurare a temperaturilor - $200 \div 400^{\circ}C$ şi termometrele manometrice cu lichid, gaz sau vapori care au scara temperaturii de la $-50 \div 600^{\circ}C$.

Termometre bazate pe variaţia rezistenţei electrice cu temperatura. In acest grup se înscriu termometrele cu rezistenţă(metalică),logometrele, puntea Wheatstone şi termometrele cu termistor(material semiconductor). Aceste aparate au precizie mare, oferă posibilitatea înregistrării automate a temperaturii şi transmiterea ei la distanţă.

Pirometre termoelectric(termocuplul). După materialele din care se confecţionează sînt: termocupluri din metale preţioase (Pt Rh-Pt) şi din metale nepreţioase(Fe-const, cromel-Alumel). Cele din prima categorie se utilizează pînă la $1700^{\circ}C$ şi au precizia sub $\pm 3^{\circ}C$, iar cele din categoria a doua se pot folosi pe intervalul - $150 \div 900^{\circ}C$ şi au precizia de $\pm 4^{\circ}C$(între -100 şi + $+400^{\circ}C$) şi $\pm 1\%$ la peste $400^{\circ}C$.

Măsurarea debitului.

Aparatele pentru măsurarea debitului sînt cunoscute sub denumirea generală de debitmetre.La alegerea lor se au în vedere: parametrii de stare a fluidului(starea de agregare, temperatura, presiunea), debitul de fluid, pierderea de presiune, precizia şi tipul afişării rezultatului(indicare, înregistrare, contorizare). Cele mai utilizate sînt debitmetrele cu ştrangulare- diafragma, ajutajul şi tubul Venturi. Diafragma se utilizează, cu precădere, la conducte cu $d \geq 50$ mm. Cînd pierderile de presiune trebuie să fie mici se foloseşte ajutajul sau tubul Venturi. Dispozitivele cu strangulare au presiunea de lucru 0,1 ÷ 1000 atm, eroare 1÷ 1,5 %. Nu se folosesc la fluide cu suspensii.

Debitmetre cu obturaţie(rotametre). Aceste aparate se utilizează la măsurarea debitelor, relativ mici, de lichide şi de gaze.

Debitmetre pe baza măsurării vitezei. Din acest grup fac parte: tubul Pitôt-Prndtl, anemometrele şi apometrele(debitmetru cu rotor, cu palete).

Debitmetre electromagnetice. Se pot utiliza numai la măsu-

rarea debitelor de lichide. Dau rezultate foare bune şi la măsurarea debitelor de paste(în industria celulozei şi hîrtiei, industria alimentară) a suspensiilor lichid-solid etc. Domeniul de debite este foarte larg -100 cm^3/h ÷10.000 m^3/h.

Măsurarea nivelului lichidelor. Se pot face măsurări directe şi indirecte. La măsurări directe se folosesc: tije gradate, sticle gradate şi nivelmetre cu flotor cu transmisie prin cablu, cu transmisie electrică şi cu transmisie pneumatică. Pentru măsurări indirecte se utilizează:nivelmetre cu deformarea solidelor (manometru cu tub Bourdon), nivelmetre cu clopot, cu sondă pneumatică şi nivelmetre cu tub U şi contacte electrice.

Măsurarea umidităţii relative a gazelor.

Măsurarea acestei umidităţi se face, cel mai adesea, cu psihrometrul cu termometru uscat şi umed. Se mai pot utiliza higrometre cu clorură de litiu şi higrometre electrolitice.

Măsurarea umidităţii solidelor se face cu aparate electrice bazate pe dependenţa dintre rezistenţa electrică a corpurilor solide şi umiditatea acestora şi aparate care folosesc sunete şi ultrasunete.

Pentru criteriile care trebuie luate în considerare la alegerea aparatelor de măsură şi control şi pentru măsurarea altor mărimi sau parametri a se vedea [37, 38, p.288].

9.3. APARATE DE REGLARE AUTOMATA.

Regulatorul este acel element al sistemului de automatizare care primeşte la intrare mărimea de reacţie de la traductor şi mărimea prescrisă(de referinţă), le prelucrează după un anumit algoritm şi pe această bază elaborează comanda pe care o transmite elementului de execuţie.

După natura parametrului reglat există următoarea clasificare : regulatoare de debit, de presiune, de temperatură, de nivel, de concentraţie, de umiditate etc.

După energia folosită pentru acţionarea organului de execuţie există regulatoare autoacţionate sau cu acţiune directă şi regulatoare servoacţionate sau cu acţiune indirectă. La cele cu acţiune directă organul de execuţie este acţionat de energia generată în elementul sensibil de variaţie a parametrului reglat. Regulatoarele cu acţiune indirectă utilizează pentru acţionare o energie auxiliară, externă.

După natura energiei auxiliare folosite se deosebesc: regulatoare pneumatice, care utilizează presiunea unui gaz; regula-

toare hidraulice, care folosesc presiunea unui lichid; regulatoare electrice, care folosesc energia electrică; regulatoare electropneumatice şi regulatoare electrohidraulice.

După caracterul acţiunii de reglare se face următoarea clasificare: regulatoare discontinui (tip releu sau cu impulsuri) şi regulatoare continui. Regulatoarele continui pot fi cu acţiune proporţională (simbol P); regulatoare cu acţiune integrală(simbol I); regulatoare cu acţiune diferenţială(simbol D); regulatoare cu acţiune proporţional-integrală(simbol PI); regulatoare cu acţiune proporţional-diferenţială(simbol PD) şi regulatoare proporţional-integral-diferenţial(simbol PID).

Denumirea regulatoarelor se face, în mod curent, după natura energiei auxiliare, parametrul reglat şi acţiunea de reglare. De exemplu: regulator pneumatic de temperatură cu acţiune proporţională.

9.3.1. ALEGEREA REGULATOARELOR.

La această fază, de alegere a regulatoarelor, se au în vedere următoarele probleme [31, p.140] : natura energiei auxiliare preconizată a fi utilizată - pneumatică,electrică,hidraulică; legea de reglare (P, I, PI, PID); alegerea servomotorului(pneumatic, hidraulic, electric) şi a organului de execuţie(ventil, paletă, registru). După parametrul reglat, luînd în considerare legea de reglare, se recomandă utilizarea următoarelor regulatoare:

- Parametrul reglat:	Debit	Presiune	Temperatură	Nivel	Bandă transportoare
- Tipul regulatorului:	I;PI	P; PI	P;PI;PID	P;PI	I

In cadrul proiectului se va alege un regulator din cele prezentate în îndrumar sau din cataloagele întreprinderilor [39,41].

9.3.2. TIPURI DE APARATE DE REGLARE AUTOMATA

In ţara noastră se produc regulatoare automate pneumatice şi electronice în sistem unificat şi regulatoare directe. Ele pot fi locale(montate lîngă utilajul deservit) şi de panou(montate la distanţă mai mare de utilaj pentru a fi protejate mai bine de acţiunea destructivă a factorilor externi). Se recomandă ca cele electronice să fie montate numai în panou fiind mai sensibile la atacul mediilor agresive. In continuare se prezintă cîteva din tipurile cele mai reprezentative de regulatoare româneşti fabricate la IEPAM - Bîrlad şi IEA - Bucureşti.

9.3.2.1. REGULATOARE PNEUMATICE LOCALE "CAMPO".

Aceste regulatoare se produc la Intreprinderea de elemente pneumatice şi aparate de măsură (IEPAM)-Bîrlad. Sînt destinate pentru montajul local, în imediată apropiere a punctului de măsură solicitat. Pot măsura direct suprapresiuni, presiunea absolută, presiunea diferenţială şi temperatura.

Aparatele de tip J-AX sînt regulatoare care indică valorile mărimilor reglate, prescrise şi de comandă, furnizînd la ieşire un semnal pneumatic variabil în domeniul 0,2 ÷ 1,0 bar după legile de reglare P, PI, PID, semnal capabil să comande un element de execuţie(ventil, clapetă), fără transmitere la distanţă.

Regulatoarele de tip J-BX asigură în afara funcţiilor de mai sus şi transmiterea la distanţă, în semnal unificat, a valorii mărimii reglate, semnal care poate fi utilizat la distanţă de regulator pentru înregistrare şi semnalizare.

Regulator local cu indicare tip J-XX. Aparatul este destinat pentru măsurarea, indicarea, transmiterea şi reglarea presiunii, presiunii diferenţiale şi temperaturii.

Caracteristici tehnice principale: alimentarea pneumatică: 1,4 ± 0,14 bar; mărimea de ieşire: 0,2÷1 bar; banda de proporţionalitate: 0,5%÷500 %; constanta de timp a acţiunii integrale:lent 0,1÷50 min şi rapid 0,02÷10 min; constanta de timp a acţiunii derivate 0,02÷10 min; sensibilitate 0,02%; acţiunea de reglare poate fi P, PI, PID. Domeniul de utilizare pentru presiuni 1÷400 bar, iar pentru temperatură $-10^{\circ}C \div +500^{\circ}C$.

La comanda regulatorului fără transmitere la distanţă primul X se înlocuieşte cu litera A, iar la acel cu transmitere la distanţă cu B. Al doilea X reprezintă parametrul fizic măsurat şi se înlocuieşte cu literele: A - pentru presiune, C- pentru presiune diferenţială; G- pentru temperatură. De exemplu, pentru regulatorul de presiune cu transmitere la distanţă se recomandă: Regulator local de presiune tip J-BA, iar pentru temperatură, fără transmitere la distanţă: Regulator local de temperatură J-AG.

Regulatoare pneumatice de panou. Aceste regulatoare se construiesc fie numai cu indicare a valorilor abaterii, a mărimii prescrise şi a mărimii de comandă(tip P-AB), fie şi cu posibilitatea indicării valorii parametrului reglat(tip P-BB). Caracteristicile tehnice sînt aceleaşi pentru ambele tipuri de regulatoare: alimentarea pneumatică:1,4 ± 0,14 bar; banda de proporţionalitate: 0÷500%; constanta de timp a acţiunii integrale: lent 0,1÷50min

şi rapid 0,01÷10 min; constanta de timp a acţiunii derivative: lent 0,1÷50 min şi rapid 0,02÷20 min; precizia de indicare şi reglare 0,5%; acţiunea de reglare: P, PI, PD şi PID.

9.3.2.2. REGULATOARE ELECTRONICE.

Acest tip de regulatoare se fabrică la IEA-Bucureşti. Fac parte din categoria aparatelor cu semnal unificat şi sînt numai pentru panou.

Regulator electronic continuu ELC 111. Aparatul este indicat pentru buclele de reglare a temperaturii sau a altor parametri la procesele lente. El prelucrează semnalul de eroare rezultat din compararea mărimii de reglat cu mărimea prescrisă din exterior şi funcţie de valoarea acestuia emite la ieşire semnal unificat cu acţiune PI, sau PID pentru comandarea elementului de execuţie. Semnalul unificat este 2 - 10 mA. Se construieşte în două variante ELC 111 şi ELC 111 A. Caracteristicile tehnice:

- modul de reglare: PID la ELC 111 şi PI la ELC 111 A;
- banda de proporţionalitate: 2÷200% la ELC 111 şi 4÷400% la ELC 111 A;
- timpul de integrare: 10 s÷30 min la ELC 111 şi 1÷100s la ELC 111 A;
- timpul de derivare: 5s÷10 min. la ELC 113.

Regulatorul ELC 111 A este recomandat la buclele de reglare a debitelor şi procese cu constante de timp mici.

Regulator electronic tripoziţional seria ELX 176.

Acest aparat este destinat reglării discontinue a proceselor lente(reglări de temperatură, presiune, nivel, etc.). Are avantaje economice importante prin excluderea oricărui aparat auxiliar, simplificînd instalaţia la maximum; regulatorul primeşte semnalul unificat direct de la traductoare, semnalizează valoarea acestuia în funcţie de una sau două limite şi oferă la ieşire semnale pentru comandarea elementelor de execuţie. Este aparat de panou.

Caracteristici tehnice: semnal de intrare 2÷10 mA; sensibilitate maximă 0,3 % din domeniul de variaţie a semnalului de intrare; temperatura mediului înconjurător $-10^{\circ}C \div +45^{\circ}C$; umiditatea aerului 65 ± 20 %.

CAP.10. TEHNICA SECURITATII SI IGIENA MUNCII, MASURI P.S.I, EPURAREA APELOR REZIDUALE SI PROTECTIA MEDIULUI AMBIANT.

10.1. TEHNICA SECURITATII SI IGIENA MUNCII.

Protecţia muncii cuprinde totalitatea măsurilor luate pentru a se asigura tuturor oamenilor muncii condiţii bune de muncă, pentru a-i feri de accidente şi boli profesionale. Protecţia muncii face parte integrantă din procesul de muncă.

In industria chimică problema protecţiei muncii este deosebit de importantă deoarece pe lîngă factorii de periculozitate comuni cu alte ramuri industriale- elemente mobile(periculoase) ale utilajelor, acţiunea curentului electric , degajări importante de căldură, zgomote şi trepidaţii - intervin şi numeroşi factori specifici industriei chimice, cum ar fi:

- degajări de substanţe toxice;
- prezenţa frecventă a unor substanţe inflamabile;
- posibilitatea exploziilor cauzate de amestecuri explozive;
- operaţii cu lichide agresive care pot provoca arsuri chimice;
- temperaturi ridicate.

Protecţia muncii are următoarele trei aspecte:

-protecţia juridică a muncii reprezentată de legislaţia referitoare la protecţia muncii, legislaţie constituită în principal din:

- Codul muncii;
- Legea nr.5/1965 cu privire la protecţia muncii;
- HCM nr.2896/1966 cu privire la accidentele de muncă;
- Legea nr.1/1970 privind organizarea şi disciplina muncii;
- Decretul 400/1981;
- Alte HCM-uri, Decrete elaborate de Consiliul de Stat, instrucţiuni şi ordine elaborate de ministere.

- protecţia sanitară a muncii cuprinde măsurile pentru crearea unor condiţii fiziologice normale de muncă şi de suprimare a riscului îmbolnăvirilor profesionale.

- protecţia tehnică a muncii constă în măsuri tehnice şi organizatorice pentru uşurarea muncii şi prevenirea accidentelor de muncă.

In baza legislaţiei, Ministerul Muncii împreună cu Ministerul Sănătăţii au stabilit "Norme republicane de protecţie a muncii" care cuprind cadrul general de tehnică a securităţii muncii şi

normele de igienă a muncii, ambele obligatorii pentru toate ministerele.

Prevederile din normle republicane sînt completate şi dezvoltate de "Normele departamentale de protecţie a muncii"potrivit proceselor de muncă din ramura respectivă.

Conducerile întreprinderilor şi instituţiilor elaborează la rîndul lor "Instrucţiuni de protecţie a muncii" pentru condiţiile de lucru particulare şi specifice unor secţii, ateliere şi locuri de muncă.

Instruirea oamenilor muncii este obligatorie. Nici un angajat nu poate fi primit la un loc de muncă şi pus să lucreze decît după ce a fost instruit şi s-a făcut verificarea însuşirii cunoştinţelor.

La proiectarea întreprinderilor chimice este necesar să se determine în prealabil categoria de pericol pe care îl prezintă procesul tehnologic proiectat, după care se trece la amplasarea clădirilor şi a construcţiilor pe planul general de ansamblu.La amplasarea clădirilor din industria chimică trebuie să se evite terenurile prea apropiate de regiuni sau cartiere unde există pericole de incendii sau explozii. Distanţa care trebuie prevăzută este funcţie de categoria de pericol de incendiu a fabricaţiei şi gradul de rezistenţă la foc al clădirilor. Una din măsurile de bază ale tehnicii securităţii la amplasarea clădirilor industriale este izolarea corectă a clădirilor, a construcţiilor şi depozitelor.

Normele departamentale de protecţie a muncii elaborate de Ministerul Industriei Chimice cuprind atît normele de tehnica securităţii muncii cît şi normele de igienă a muncii. Măsurile de tehnica securităţii muncii se pot clasifica în <u>măsuri generale</u>, care se referă în principal la alegerea amplasamentului întreprinderii, la planul general al acesteia şi la protecţia muncii în clădirile industriale, <u>măsuri speciale</u>, care se referă la particularităţile tehnice ale proceselor şi <u>măsuri de protecţie individuală</u> a muncitorului care se referă la folosirea echipamentului şi materialelor de protecţie individuală prevăzute de norme.

In industria chimică se aplică atît normele specifice acestei industrii cît şi norme de tehnica securităţii muncii pentru activităţi nespecifice industriei chimice, dar care există în diverse unităţi chimice. De exemplu, în normele departamentale elaborate de Ministerul Industriei Chimice nu există un capitol de

tehnică a securităţii privind echipamentele electrice, dar normele departamentale corespunzătoare au o largă aplicare în industria chimică.

Normele de tehnica securităţii muncii elaborate de M.I.Ch. sînt grupate în 6 capitole:

a)-Tehnica securităţii muncii la instalaţii, aparate şi maşini.

b)-Tehnica securităţii muncii la întreţinere, reparaţii şi intervenţii.

c)-Tehnica securităţii muncii pentru procese fizice şi chimice.

d)-Tehnica securităţii muncii la depozitare.

e)-Tehnica securităţii muncii la manipulare, ambalare şi transport.

f)-Tehnica securităţii muncii în laboratoare.

In continuare se vor prezenta în linii generale problemele tratate în fiecare din capitolele menţionate.

a) Acest capitol tratează problemele de securitatea muncii la organele de maşini în mişcare, la echipamentul de transmitere şi dispozitivele de acţionare a utilajelor, la conducte şi armături, aparate de măsură şi control, vase de reacţie, utilaje sub presiune, aparate pentru operaţii unitare(centrifuge, extractoare, uscătoare, filtre, malaxoare, etc.) precum şi la principalele utilaje din industria celulozei şi hîrtiei.

In preambulul la acest grup de norme se precizează că proiectantul este obligat să acorde tot atîta importanţă realizării condiţiilor de securitate cît acordă şi parametrilor tehnici şi economici ai aparatului sau instalaţiei proiectate. El este obligat ca dintre două instalaţii similare să aleagă cu precădere pe aceea care prezintă cele mai bune condiţii de securitate şi cele mai uşoare condiţii de muncă.

b) In acest capitol se dau norme cu caracter organizatoric şi tehnic. Pentru orice intervenţie sau reparaţie se întocmeşte un plan de acţiune cu sarcini defalcate pe angajaţi, plan care cuprinde toate măsurile de protecţie a muncii. Pentru locurile de muncă unde există pericol de incendiu şi explozie se întocmeşte de către şeful secţiei permisul de lucru cu foc, aprobat de inginerul şef. Pentru lucrările la instalaţii sub presiune, intrarea în vase de reacţie, rezervoare, instalaţii în care se prelucrează substanţe foarte agresive este necesar în plus permisul de lucru,

întocmit de şeful secţiei. Este strict interzisă începerea oricărei lucrări de reparaţie sau intervenţie fără a se face în prealabil tuturor celor ce execută operaţia respectivă instructajul de protecţie a muncii.

c) După un capitol introductiv în care se precizează că absorbţia noxelor de orice gen se face la locul unde se produc ele, fiind contraindicată absorbţia lor prin ventilaţie generală şi că alimentarea utilajelor cu substanţe toxice, corozive, iritante, inflamabile şi cele care degajă praf se va face mecanizat şi etanş, se tratează:

- tehnica securităţii muncii la efectuarea unor procese chimice unitare(halogenări, sulfonări, esterificări, polimerizări, etc.);

- tehnica securităţii muncii la efectuarea unor operaţii fizice unitare(extracţie, decantare, centrifugare, filtrare, absorbţie, distilare şi rectificare, uscare, etc.);

- tehnica securităţii muncii la operaţii cu substanţe toxice, inflamabile, explozive, corozive, caustice.

d) Se dau norme referitoare la amplasarea şi depozitatea substanţelor toxice, inflamabile şi explozive. Este interzisă depozitarea în aceeaşi încăpere a substanţelor toxice, inflamabile şi explozive cu diverse materiale. De asemenea, substanţele chimice care ar putea reacţiona unele cu altele degajînd substanţe periculoase trebuiesc depozitate la distanţă unele de altele în încăperi separate.

e) Deoarece statisticile arată că 35% din accidentele de muncă se înregistrează la operaţiile de manipulare, această problemă prezintă o deosebită importanţă. Normele prevăd ca aceste operaţii să se execute numai sub supravegherea unui conducător al procesului de muncă instruit special în acest scop. Lucrul tinerilor sub 16 ani la operaţiile manuale de încărcare, descărcare şi transport este interzis.

f) Din ansamblul normelor referitoare la această problemă, norme care se referă la ventilaţie, manipularea sticlăriei, a dispozitivelor de încălzire, a utilajelor sub presiune, a substanţelor toxice, inflamabile, etc., trebuie reţinută obligaţia generală, pentru munca de cercetare, de a se aplica şi respecta în toate fazele metodologice de lucru adecvată privind protecţia muncii.

In ceea ce priveşte măsurile de protecţie individuală ale muncitorului, pentru a completa măsurile tehnice luate în instalaţii este necesar să se folosească echipamentele şi materialele de

protecţie individuală prevăzute de normative. Toţi cei care conduc şi controlează procesele de producţie sînt obligaţi să nu permită executarea nici unei operaţii înainte de a verifica dotarea fiecărui muncitor cu toate sortimentele de echipament şi materiale necesare.

Norme de igienă a muncii.

Normele de igienă a muncii se referă la principalii factori profesionali nocivi din mediul de producţie. Ele stabilesc valorile limită sau optime ale acestor factori, valori care respectate previn îmbolnăvirile profesionale şi asigură condiţii normale de lucru.

In aceste norme sînt tratate probleme referitoare la efortul fizic(mase maxime admise la ridicat, distanţele de transport manual, etc.), microclimatul încăperilor de lucru(temperatură, umiditate, viteza curenţilor de aer, radiaţii termice, etc.), precum şi prevenirea îmbolnăvirilor profesionale şi a accidentelor de muncă provocate de gaze, vapori şi pulberi.

Se dau concentraţiile maxime admise(CMA) în atmosfera zonei de lucru, în mg/m^3 aer, la circa 400 substanţe, de asemenea norme referitoare la iluminat, nivel de zgomot şi vibraţii.

10.2. MASURI P.S.I.

Incendiile şi exploziile se produc numai atunci cînd sînt prezente în cantităţi suficiente trei elemente: substanţa combustibilă, oxigenul şi căldura.

Cauzele principale ale incendiilor şi exploziilor se datoresc, pe de o parte aprinderii şi autoaprinderii, iar pe de altă parte nerespectării parametrilor procesului tehnologic, lipsei de instructaj, de atenţie, de curăţenie, etc.

Exploziile pot fi provocate de depăşirea instantanee a limitei de rezistenţă a pereţilor vaselor(cazane, butelii de gaze, reactoare, rezervoare, etc.) produsă de presiunea gazelor sau vaporilor. Exploziile produse de gaze combustibile, vapori sau praf în amestec cu aerul sau oxigenul au loc numai la anumite concentraţii, care variază cu presiunea şi temperatura amestecului.

Incendiul izbucneşte ca urmare a depozitării în secţii a unor substanţe uşor inflamabile sau explozive, care depăşesc cantităţile admise, precum şi a depozitării lor necorespunzătoare în ambalaje deteriorate, lîngă surse de căldură şi lipsa de supraveghere a lor. Cea mai frecventă cauză de aprindere este flacăra directă produsă de diferite surse.

Căldura degajată în cursul unor reacţii chimice exoterme, poate constitui de asemenea, o sursă de aprindere provocînd incendiul. Deosebit de periculos este contactul acizilor concentraţi(H_2SO_4, HNO_3) cu substanţele combustibile.

In timpul desfăşurării proceselor tehnologice sînt cazuri cînd incendiile sau exploziile se produc datorită aprinderii substanţelor combustibile, fie de la o scînteie electrică, fie prin încălzirea exagerată a conductorilor electrici şi aprinderea materialului izolant.

Incendiile mai pot fi provocate, de asemenea, din cauza electricităţii statice şi a descărcărilor atmosferice.

Pentru a cunoaşte măsurile necesare care trebuie luate în vederea prevenirii incendiilor şi exploziilor se impune studierea amănunţită a tuturor locurilor de muncă, din punctul de vedere al posibilităţilor de izbucnire a incendiilor şi exploziilor, spre a putea lua măsurile necesare pentru evitarea lor. S-a arătat că izbucnirea incendiilor sau exploziilor se datoreşte prezenţei a trei elemente: substanţa combustibilă, sursa de căldură şi aerul sau oxigenul. Lipsa sau reducerea unuia dintre cele trei elemente face ca incendiul sau explozia să nu mai aibă loc sau să se termine repede, fără urmări grave.

Deci, măsurile generale prevenirii incendiilor sau exploziilor sînt,în principal, următoarele:

- evitarea sau reducerea substanţei combustibile;
- evitarea sau reducerea sursei de căldură;
- evitarea sau reducerea oxigenului, aerului sau a substanţelor cu un conţinut mare de oxigen;
- împiedicarea contactului substanţei combustibile cu sursa de căldură;
- controlul permanent al surselor de căldură şi cunoaşterea caracteristicilor periculoase ale substanţelor combustibile;
- măsuri de siguranţă pentru ecranarea sursei de căldură şi oprirea accesului substanţelor combustibile în eventuala zonă de ardere;
- controlul automat al concentraţiilor de oxigen în zona de pericol;

<u>Materiale folosite pentru stingerea incendiilor</u>.

Materialele stingătoare sînt acele materiale care, folosite într-un anumit mod în zona de ardere, acţionează defavorabil asupra condiţiilor necesare arderii, oprind arderea.Materialele

stingătoare se folosesc fie în stare gazoasă, lichidă sau solidă, fie sub forma unor amestecuri de lichide cu gaze sau lichide cu substanţe solide, însă procesul şi rapiditatea aplicării sînt factorii hotărîtori al stingerii incendiilor.

Cele mai răspîndite substanţe stingătoare, sînt: apa, aburul, soluţiile apoase de săruri, tetraclorura de carbon, bioxidul de carbon, spuma chimică şi mecanică, prafurile stingătoare.

- Apa. Folosirea apei la stingerea incendiilor se bazează pe proprietăţile ei de răcire şi izolare termică. Proprietăţile de răcire a apei se datoresc capacităţii de absorbţie a căldurii şi căldurii latente de vaporizare, care au o valoare importantă. Răcirea suprafeţelor aprinse va fi cu atît mai mare, cu cît cantitatea de apă transformată în vapori va fi mai mare.

Deşi apa posedă astfel de calităţi pentru stingerea incendiilor, totuşi domeniul ei de utilizare în acest scop este limitat. Produsele petroliere şi dizolvanţii organici nemiscibili cu apa, avînd o densitate mai mică, plutesc la suprafaţa apei şi ard în continuare. Apa folosită la stingerea incendiilor conţine săruri, deci ea este bună conducătoare de electricitate, din acest motiv folosirea ei la stingerea incendiilor produse în instalaţii de înaltă tensiune trebuie să se facă utilizîndu-se dispozitive speciale.

Unele substanţe reacţionează violent cu apa, producînd o degajare mare de căldură şi de gaze, care pot da naştere incendiilor şi exploziilor. Astfel, carbura de calciu(carbidul) reacţionează cu apa degajînd acetilenă şi căldură.

La stingerea incendiilor se folosesc jeturi de apă compacte sau pulverizate.

- Aburul. Stingerea incendiilor cu ajutorul aburului se bazează pe reducerea concentraţiei de oxigen din zonele de ardere, (la o concentraţie a aburului de 35% vol.arderea încetează). Folosirea aburului pentru stingerea substanţelor gazoase, lichide şi solide se face în locurile unde există instalaţii de cazane şi sisteme fixe de stingere.

In afara de reducerea concentraţiei de oxigen din zona de ardere, la stingerea incendiilor contribuie şi efectul mecanic al jetului. Acest procedeu se foloseşte la stingerea incendiului la coloanele de rectificare, la conducte, etc.

- Soluţii apoase de săruri. In scopul îmbunătăţirii calităţii apei se folosesc ca adaosuri: clorura de calciu, sulfatul de sodiu,

sulfat de amoniu, etc. Prin evaporarea apei aceste soluţii formează la suprafaţa materialului aprins un strat de sare care se topeşte, iar în unele cazuri se dezagregă. In urma dezagregării se degajă gaze necombustibile care reduc concentraţia oxigenului în zona de ardere, contribuind astfel la stingerea incendiului.

Soluţiile de săruri se folosesc la stingătoarele manuale.

- Tetraclorura de carbon - are proprietatea de a stinge focul, însă folosită în încăperi închise poate da naştere fosgenului, gaz foarte toxic. In scopul reducerii formării fosgenului se adaugă în tetraclorura de carbon, diferite substanţe ca:anilină,amoniac, benzen, etc.

Tetraclorura de carbon se utilizează la stingerea incendiului la instalaţii electrice de înaltă tensiune, la motoarele cu ardere internă, la sunstanţele lichide şi solide pe o suprafaţă mică, etc.

- Bioxidul de carbon - nu arde şi este un slab conducător de electricitate, ceea ce permite folosirea lui la stingerea incendiilor izbucnite în instalaţiile electrice. Introdus în zonele de ardere, bioxidul de carbon diluează atmosfera, reducînd concentraţia substanţei combustibile şi a oxigenului din atmosfera de ardere, micşorînd sau oprind arderea.

Bioxidul de carbon nu poate opri arderea pentru o serie de substanţe ca bumbacul, peliculele cinematografice, etc., care pot să ardă şi în mediu inert.

- Spumele stingătoare. Spuma este formată din bule de gaz înconjurate de un strat subţire de lichid. In prezent se folosesc două feluri de spume: chimice şi mecanice(aeromecanice). Spuma chimică este rezultatul unei reacţii chimice şi se compune din bule de gaz(CO_2) care au un înveliş din soluţii apoase de săruri. Spumele mecanice se realizează prin amestecarea mecanică a soluţiei. Densitatea spumelor este mică şi în consecinţă plutesc pe suprafaţa lichidelor uşoare(benzină, petrol, esteri, etc) separînd flacăra de substanţa combustibilă.

-Prafuri stingătoare. In compoziţia acestor prafuri intră diferite săruri(carbonat de sodiu, bicarbonat de sodiu, alaun,etc.) substanţe care preîntîmpină aglomerarea sărurilor(talc, kiselgur, praf de azbest) şi substanţe care contribue la topirea lor(clorură de sodiu, clorură de calciu).

Prafurile stingătoare împiedică dezvoltarea arderii prin acoperirea suprafeţelor solide aprinse cu un strat izolator care

care prin topirea sării contribue mai activ la stingerea incendiului. Degajarea unor săruri, produce gaze incombustibile care contribue la stingerea incendiului.

Stingătoarele de incendiu cu praf sînt acţionate prin presiunea unui gaz incombustibil(CO_2), jetul de praf acţionînd mecanic asupra zonei de ardere. Jeturile de praf avînd o conductivitate electrică mică pot fi utilizate pentru stingerea incendiilor instalaţiilor electrice.

10.3. EPURAREA APELOR REZIDUALE SI PROTECTIA MEDIULUI AMBIANT.

Procesul de epurare constă în îndepărtarea din apele uzate a substanţelor toxice, a microorganismelor, etc., în scopul protecţiei mediului înconjurător; o epurare corespunzătoare trebuie să asigure condiţii favorabile dezvoltării în continuare a tuturor folosinţelor(alimentări cu apă, piscicultură, agricultură, etc.).

Evacuarea apelor reziduale neepurate în mod corespunzător poate prejudicia, printre altele, în primul rînd sănătatea publică.

Ca optimă măsură, STAS 1481-76 prevede ca apele uzate să fie evacuate întotdeauna în aval de punctele de folosinţă. De asemenea, STAS 4706-74 stabileşte o serie de condiţii tehnice de calitate care trebuie să le îndeplinească amestecul dintre apa uzată şi a emisarului în aval de punctul de evacuare a apelor uzate, astfel încît folosinţele în aval să nu fie afectate.

Epurarea apelor reziduale se realizează în staţii de epurare, acestea făcînd parte integrantă din canalizarea oraşului sau a industriei. Apele uzate industriale sînt admise în reţeaua de canalizare a oraşului numai dacă îndeplinesc anumite condiţii, stabilite de "Normativul privind condiţiile de descărcare a apelor uzate în reţelele de canalizare a centrelor populate" N-2-70(C-90-70). Acest normativ interzice evacuarea în reţelele de canalizare orăşeneşti a apelor reziduale industriale care conţin:

- suspensii sau alte materiale care se pot depune;
- corpuri solide, solide plutitoare sau antrenate care nu trec prin grătarul cu spaţiul liber de 20 mm între bare;
- corpuri solide antrenate, dure, care pot genera zone de corodare a colectoarelor;
- păcură, uleiuri, grăsimi care pot genera aderenţă pe pereţii colectorului;
- substanţe care provoacă fenomene de coagulare;
- substanţe cu agresivitate chimică asupra materialului de construcţie a colectorului şi staţiei de epurare;

Scanned with OKEN Scanner

- substanţe ca: benzină, benzen, eter, cloroform, acetilenă, hidrocarburi clorurate, sulfură de carbon, etc., care prin evaporare pot provoca amestecuri detonante;

- substanţe nocive care pot pune în pericol personalul de deservire a staţiilor de epurare;

- substanţe inhibitoare ale procesului de epurare(de ex.: Cu, Cr, Zn şi Pb) care ar putea prejudicia funcţionarea instalaţiilor de epurare biologică sau a celor de fermentare a nămolului;

- ape calde cu temperaturi peste 50°C;

- substanţe care produc colorarea apelor uzate şi care trec ca atare mai departe, prin staţia de epurare;

In industria chimică, o altă sursă importantă de poluare o constitue eliminarea de gaze şi vapori. De cele mai multe ori acestea sînt amestecate cu particule solide sau lichide. Prin interacţiunea chimică a acestor substanţe din aer cu diversele forme fizice ale apei, rezultă de obicei substanţe chimice foarte toxice, cum ar fi: SO_2, SO_3, oxizi de azot, oxizii carbonului(CO şi CO_2).

Din acest motiv s-a simţit necesitatea luării unor măsuri de prevenire şi fixare a unor limite maxime în concentraţia poluanţilor din zonele industriale şi aglomerate care să nu dăuneze nici regnului animal nici vegetal. In acest sens, există normative şi legi cu caracter obligator:

- Normativul sanitar 210-57 aprobat cu H.C.M. nr.769/1957.

- Ordinul Ministerului Sănătăţii şi Prevederilor Sociale nr.956 din 28.VII.1962.

- Legea nr.9 din 10.VI.1973 privind protecţia mediului înconjurător.

CAP.11. NOTIUNI DE AMPLASARE A UTILAJELOR SI DE STABILIRE A TRASEELOR RETELELOR DE CONDUCTE [13].

O instalaţie trebuie să fie cît mai simplă, cu trasee şi legături de conducte cît mai scurte. Simplicitatea unei instalaţii indică o bună concepţie şi o proiectare economică. In componenţa oricărei instalaţii chimice intră în general aceleaşi tipuri de utilaje(coloane, schimbătoare de căldură, vase de agitare, pompe, etc.). La stabilirea amplasamentului utilajelor trebuie să se cunoască procesul tehnologic, schema tehnologică de legături cu toate conductele, ventilele, instrumentele, etc., cu dimensiunile şi caracteristicile lor(de exemplu la ventile dacă sînt acţionate manual, pneumatic, electric, etc.). De asemenea, trebuie să se aibă în vedere următoarele principii, comune tuturor instalaţiilor:

- conductele de spiraţie la pompe şi compresoare să fie scurte;
- conductele prin care circulă fluide calde sau reci(solă, etc.) la care trebuie evitate pierderile de căldură să fie scurte;
- amplasarea utilajelor trebuie astfel realizată, încît conductele prin care circulă fluide calde sau reci să aibă un traseu care să permită compensarea dilatării termice;
- să se utilizeze la maximum echipamentul mobil(electrocare, automacarale, cricuri, etc.) pentru montaj, revizie şi întreţinere; în acest scop, utilajele trebuie amplasate cît mai aproape de sol, ţinînd seama de necesităţile tehnologice(căderi libere, aspiraţii la pompe, etc.). Trebuie să se asigure accesul la utilaje în vederea demontării şi scoaterii lor din instalaţie şi combaterea incendiului;
- la repetarea unor utilaje (de exemplu mai multe corpuri de evaporare) se evită mantajul "în oglindă" care scumpeşte lucrările de proiectare şi îngreuiază exploatarea, operatorul fiind obişnuit să aibă aceleaşi elemente ale instalaţiei în aceeaşi poziţie; se recomandă ca montajul să se repete identic şi cu aceleaşi poziţii relative la toate elementele instalaţiei(de exemplu ventilele de reglare a aburului la toate evaporatoarele să se afle în partea stîngă).

Concepţia ansamblului de montaj trebuie astfel realizată, încît să se asigure centralizarea comenzilor la punctul unic de comandă, iar deservirea instalaţiei să fie asigurată cu număr minim de operatori.

11.1. COTA DE AMPLASAMENT PE MAI MULTE NIVELURI.

La construcţia eşafodajelor pentru instalaţii în aer liber sau pentru coloane, condensatoare, vase de reflux, fierbătoare, pompe, etc. se recomandă următoarele înălţimi între planşee(tabelul 11.1):

Tabelul 11.1.

	Instalaţii cu capacităţi mici(pilot sau semiindustriale).	Instalaţii industriale cu capacităţi mari
Nivelul I	4 - 4,5 m	4,5 - 6 m
Nivelul II	3,5- 4 m	4 - 6 m
Nivelul III	3,5- 4 m	4 - 6 m
Nivelul IV, etc.	3,5- 4 m	4 - 6 m

La amplasarea utilajelor pe mai multe niveluri si la stabilirea traseelor de conducte se au în vedere înălţimile din tabelul 11.2.

Tabelul 11.2.

	Instalaţii de capacităţi mici	Instalaţii de capacităţi mari (industriale)
Grosimea planşeului de beton(grinzi,etc)	0,4-0,6 m	0,6-1 m
Grosimea planşeului metalic(grinzi,etc)	0,3-0,5 m	0,4-0,6 m
Înălţimea rezervată fasciculului de conducte orizontal, suporturi, etc.	0,3-0,4 m	0,4-0,5 m
Înălţimea pentru conducte şi utilaje locale la cota 0,00 .	2,6-3 m	3-5 m
Înălţimea rezervată pentru utilaje şi conducte la celelalte niveluri.	2,5-3 m	3-5 m

11.2. RECOMANDARI PRIVIND AMPLASAREA UNOR UTILAJE TIP.

Schimbătoarele de căldură şi alte utilaje care nu au o poziţie impusă de procesul tehnologic trebuie aşezate cît mai aproape de sol. Trebuie să se evite amplasarea sub platforme a schimbătoarelor de căldură sau a utilajelor care necesită demontări frecvente.

In continuare se dau cîteva date referitoare la amplasarea utilajelor tip.

Scanned with OKEN Scanner

Intre schimbătoarele de căldură montate în baterie se lasă o distanţă la exterior(între virole) de(1,5÷2)·D; In cazul schimbătoarelor de căldură independente, distanţa la exterior este de (2÷3)·D; între schimbătoarele de căldură verticale se lasă la exterior o distanţă de (1,5÷2)·D; iar în cazul diametrelor diferite distanţa minimă dintre virole va fi de 1 m. Schimbătoarele de căldură orizontale pot fi montate suprapuse, dar nu mai mult de două schimbătoare pe aceeaşi verticală.

La coloanele de distilare aşezate în acelaşi rînd distanţa dintre ele este determinată de amplasarea utilajelor întregii linii tehnologice(fierbătoare, condensatoare, vase de reflux, pompe); la instalaţiile de capacitate mică la care coloanele au diametrul pînă la 1 m, distanţa între axele coloanelor este de 2÷3 m. La coloane cu diametrul peste 1 m, distanţa între axe se ia de 4,5÷ 6 m.

Intre vasele de reflux se lasă o distanţă la exterior de 1.D sau de minimum 1 m.

Intre reactoarele cu agitare se lasă la exterior o distanţă de (1÷1,5)D şi de minimum 1,2 m.

Pompele cu debite mici se amplasează în grupuri, cu conducte comune deasupra solului. Distanţa dintre pompele aceluiaşi grup este determinată de tipul pompei. La pompele cu aspiraţie axială, între fundaţii se lasă o distanţă de 0,6÷1 m. La pompele cu racorduri laterale distanţa este determinată de coturile racordurilor şi se lasă minimum 0,6 m între părţile cele mai proieminente ale conductelor.

Înălţimea la care se aşează utilajele se analizează pentru fiecare caz în parte, avînd în vedere următoarele elemente: înălţimea trebuie astfel aleasă încît pompele să lucreze înecat; cînd acest lucru nu este posibil se va alege tipul de pompă şi se va calcula înălţimea de aspiraţie.

Distanţa minimă de la sol a părţii inferioare a utilajului va fi de 0,6 m atunci cînd nu sînt ventile cu manevra curentă la partea inferioară. In caz contrar, utilajul se montează astfel încît tija ventilului să fie la distanţa de 0,8÷1 m. faţă de pardoseală.

Pentru ventilele care se montează lateral sau pe capac, tija ventilului va fi la 1,6÷1,8 m faţă de pardoseală. Pentru ventile care depăşesc această înălţime se prevăd platforme speciale de acces, prelungitoare de tijă, etc.

In cazul utilajelor cu capace demontabile se prevăd platforme

de acces cu înălţimea de la platformă pînă la flanşa capacului de 0,6 m.

La stabilirea înălţimii de aşezare a utilajelor se mai ţine seama de posibilităţile de evacuare a produselor. In general se urmăreşte evacuarea prin cădere liberă. Se urmăreşte de asemenea, ca utilajele să fie astfel amplasate, încît să permită citirea în bune condiţiuni a indicaţiilor instrumentelor de control şi manevrarea manuală a ventilelor. Sticlele de nivel să se afle la 0,8÷1,6 m de la pardoseală; aparatele cu citire directă, la 1,2 m şi maximum 2 m; ventilele de reglare manuală, la 1,2÷1,5 m, etc.

11.3. TRASEELE REŢELELOR DE CONDUCTE INTERNE.

Planurile de montaj cu traseele de conducte se execută într-o fază finală(v.cap.3) şi au în vedere următoarele aspecte:

- se recomandă amplasarea în grup sau în reţea a conductelor. Pe suporţii reţelelor de conducte se lasă un spaţiu de rezervă de 25 %;

- la primul nivel sub primul planşeu se încrucişează maximum două niveluri de conducte. In sens longitudinal trec conductele de utilităţi şi conductele tehnologice, iar dedesubt trec, transversal, conductele de la pompe;

- pentru celelalte niveluri se consideră un singur nivel de conducte în tot lungul instalaţiei(în general conductele de utilităţi şi de legături locale). Conductele principale de produse se duc în reţea comună sub planşeul primului nivel;

- în cazul instalaţiilor dispuse pe mai multe niveluri cu reţele de conducte verticale,se fac schiţe şi calcule speciale; la instalaţiile cu utilaje lîngă zid, lîngă perete trebuie lăsată o zonă pentru burlane de ventilaţie, cabluri electrice, reţele A.M.C., conductele orizontale de distribuţie a nivelului respectiv şi o altă zonă a reţelelor verticale de conducte;

- la instalaţiile cu utilaje dispuse central, lîngă zid se menţine zona burlanelor de ventilaţie, cabluri electrice, etc.,iar central lîngă stîlpii clădirilor se duc reţelele de conducte verticale şi orizontale.

Distanţa dintre două conducte învecinate şi distanţa dintre conductă şi perete trebuie astfel aleasă încît să asigure montarea uşoară şi să nu îngreuneze întreţinerea şi repararea conductelor.

Distanţa ℓ dintre axele a două conducte învecinate, cu flanşele amplasate în acelaşi plan, se determină cu relaţia [27]:

$$\ell = \frac{D_1}{2} + \frac{D_2}{2} + 50 \quad (mm) \qquad (11.1)$$

unde: D_1 şi D_2 sînt diametrele exterioare ale flanşelor. In cazul amplasării conductelor cu flanşele în planuri diferite, D_2 este diametrul exterior al ţevii.

Instalarea conductelor deasupra sau chiar în imediata vecinătate a aparaturii electrice(motoare, tablouri de distribuţie, etc.) trebuie evitată.

La amplasarea în reţea a conductelor, cele prin care se transportă fluide corozive se aşează separat şi mai jos decît celelalte, pentru prevenirea stropirii acestora din urmă din cauza curgerilor accidentale prin neetanşeităţi.

Conductele prin care se transportă fluide calde trebuie amplasate separat de cele prin care se transportă fluide reci. Distanţa dintre conductele prin care circulă fluide cu temperaturi diferite trebuie astfel aleasă încît să nu influenţeze transferul de căldură prin radiaţie şi convecţie; traseele conductelor prin care circulă fluide calde vor fi situate deasupra acelora prin care circulă fluide reci.

Trebuie să se evite pe cît posibil aşezarea conductelor în subteran sau în canale şi formarea buclelor în care stagnează lichide. De asemenea, nu este permisă îngroparea conductelor în pardoseală.

CAP.12. PROBLEME DE COROZIUNE.

Materialele metalice, precum şi cele nemetalice suferă în timpul exploatării un proces de degradare chimică sau electrochimică a mediului de lucru. Coroziunea este un proces complex de distrugere a materialului datorită acţiunii mediului înconjurător prin procesele chimice şi electrochimice ce se desfăşoară la interfaţa metal-gaz, metal-lichid, ce dau reacţii eterogene [43, 44, 45].

Reacţiile de coroziune pot fi clasificate în trei tipuri de procese şi anume:

- coroziune cu degajare de hidrogen:

$$2Na + 2H_2O \longrightarrow 2NaOH + H_2$$

$$Zn + 2\,NaOH \longrightarrow Na_2ZnO_2 + H_2$$

- coroziune cu reducere de oxigen:

$$2Fe + 2H_2O + O_2 \longrightarrow Fe(OH)_2$$

- coroziune cu reducere de ioni ferici:

$$Fe + Fe_2(SO_4)_3 \longrightarrow 3FeSO_4$$

In general, reacţiile catalitice sînt cu:

- reducerea ionilor de hidrogen:

$$2H^+ + 2e \longrightarrow H_2$$

- reducerea ionilor de oxigen:

$$O_2^+ + 2H_2O + 4e \longrightarrow 4OH^-$$

- reducerea ionilor ferici:

$$Fe_3^+ + e \longrightarrow Fe_2^+$$

Coroziunea metalelor cu reducerea ionilor de hidrogen are loc în acizi neoxidanţi şi în alcali. Metalele alcaline şi magneziul se corodează cu reducerea ionilor de hidrogen şi în medii neutre. Se remarcă faptul că, în general, are loc corodarea metalelor cu reducerea ionilor de oxigen în medii neutre. Acest tip de coroziune este important, deoarece în condiţiile atmosferice, în contact cu apa şi cu soluţiile sărurilor neutre, metalele se corodează cu degajarea ionilor de oxigen. In medii acide şi bazice este posibilă reducerea catodică a oxigenului, dar principala reacţie catodică este reducerea ionilor de hidrogen.

In industria chimică se întîlnesc frecvent coroziuni prin reducerea ionilor ferici, datorită contactului metalului cu soluţia diverselor substanţe chimice.

Fenomenul de coroziune constă dintr-un schimb de ioni între

metal şi mediu de lucru şi orice modificare a acestui schimb este foarte importantă. In timpul coroziunii, pe metal se stabileşte un anumit potenţial a cărui valoare se află între valorile standard ale potenţialelor parţiale de electrod. Deplasarea celor două potenţiale de echilibru la potenţialul de coroziune este o consecinţă a fenomenului polarizaţiei proceselor de electrod, fenomene ce au loc instantaneu, odată cu apariţia contactului metal-mediu de lucru.

Polarizaţia este deplasarea potenţialului de echilibru, la o nouă valoare, sub acţiunea trecerii curentului electric propriu de coroziune, produs de reacţiile electrochimice conjugate de electrod. Polarizaţia este o frînă în dezvoltarea coroziunii şi datorită ei, după o perioadă de atac, se formează, în condiţii bine precizate, straturi subţiri de metal pur, de compuşi chimici (săruri sau oxizi) care protejează metalul împotriva atacului de lucru, adică are loc pasivizarea metalului. In cazul oţelurilor inoxidabile interesează pasivizarea elementelor componente fier, nichel, crom.

12.1. FACTORII CARE INFLUENTEAZA VITEZA PROCESELOR DE COROZIUNE.

O cauză frecventă de intensificare a distrugerii prin coroziune a utilajelor care vin în contact cu soluţii de electroliţi o constituie efectul galvanic ce apare la îmbinarea a două piese confecţionate din două materiale metalice diferite. De exemplu la contactul între cupru şi fier, cuprul este protejat - în dauna fierului - care este mai intens corodat. Fierul trece în soluţie sub formă de ioni (Fe^{++}), iar procesul coroziv respectiv este cunoscut sub denumirea de coroziune de contact.

Oxigenul constituie cel mai comun factor care intensifică coroziunea, mai ales în medii cu pH cuprins între 6 şi 8.

-Viteza fluidelor vehiculate ca şi gradul în care ele transportă suspensii abrazive. In acest sens, poate fi amintit efectul cavitaţiei, fenomen care apare la viteze mari ale fluidelor.

-Coroziunea de tip punctiform(pitting) care este mai gravă la oţelurile inoxidabile. In acest tip de coroziune apar găuri de diametre mai mari sau foarte mici, în vreme ce restul suprafeţei este practic neatacat. Acest tip de coroziune este caracterizat prin viteze mici, prin greutăţi mari la depistarea în timp şi prin pagube foarte mari. Se poate diminua sau elimina acest tip de coroziune printr-un mod corespunzător de finisare a suprafeţei.

- Un alt factor care agravează procesele de coroziune este legat de fenomenele de coroziune sub tensiune(o solicitare mecanică acţionează simultan cu una chimică sau electrochimică). Solicitările mecanice sînt, în general, tensiuni reziduale provenite de la prelucrarea la rece, tratamente termice şi sudură, sau apar în cursul exploatării din cauze externe.

Coroziunea la oboseală este un caz particular a acestui tip (nu este prezent nici un agent coroziv) şi se datoreşte unor tensiuni apărute periodic(ciclic).

Apariţia coroziunii sub tensiune este de obicei legată şi de acţiunea combinată a unui reactiv asupra unui anumit material metalic(de exemplu soluţii de NH_4OH sau NaOH,în cazul oţelului carbon sau soluţii de cloruri, soluţii de acid azotic sau sulfuric, în cazul oţelurilor inoxidabile austenitice). Creşterea temperaturii constituie un element de agravare a coroziunii sub tensiune.

Punctele de fisurare ale coroziunii sub tensiune le constituie defectele de structură metalografică, precum şi dislocările datorită unor solicitări mecanice. Influenţa atomilor din defectele respective, precum şi agresivitatea mediului sînt factori determinanţi pentru modul de desfăşurare a procesului coroziv.

La aluminiu, cupru, oţeluri-carbon şi oţeluri inoxidabile feritice apar procese corozive intergranulare, în care zonele anodice sînt amplasate la marginea cristalelor structurii metalice. La aliajele slab aliate, o altă formă de coroziune structurală o constituie fragilizarea la hidrogen.

La unele oţeluri inoxidabile apar procese corozive intergranulare în soluţii apoase care conţin ioni hidroxil sau de clor,în unele cazuri apărînd în lipsa tensiunilor mecanice.

La oţelurile inoxidabile austenitice acest tip de coroziune apare în medii alcaline(soluţii sau vapori contaminaţi) sub formă de rupturi inter sau transcristaline, la temperaturi şi timp de exploatare diferite.

Sub tensiuni, apar frecvent procese de coroziune transgranulară la oţelurile austenitice mai ales cînd mediile din exploatare conţin cloruri. Unele adaosuri (Mo sau Ti) măresc sensibilitatea la acest tip de coroziune. In aceste medii cu ioni clor s-a observat debutul unui proces coroziv punctiform şi dezvoltarea lui, în continuare, pe calea clasică a coroziunii sub tensiune.

- Defecte de proiectare, de execuţie sau de exploatare(fante, interstiţii, depuneri, etc.) datorită unor posibile schimbări ale

condiţiilor(de exemplu: concentraţia diferenţială în oxigen sau de ioni a mediului, prezenţa unor piese realizate din alt material etc) accentuează acţiunea şi dezvoltarea proceselor corozive.

- Parametrii unor procese chimice care influenţează apariţia şi desfăşurarea proceselor corozive care se întîlnesc într-o anumită instalaţie chimică sînt: concentraţia unor substanţe care intră în compoziţia mediului, impurităţile, temperatura, pH-ul, gradul de aerare, viteza cu care circulă fluidul, inhibitorii, modul şi ritmicitatea cu care se efectuează pornirea şi oprirea instalaţiei respective.

Temperatura mediului agresiv măreşte viteza de coroziune în mod exponenţial. La unele schimbătoare de căldură la care se ating temperaturi de 100°C, evaporarea apei din porii stratului de rugină agravează şi mai mult efectul coroziv. La fel de gravă este apariţia unor condensate agresive la utilajele în care are loc un transfer de căldură.

Prezenţa oxigenului(introdus de pompe şi neetanşeităţi)este un pericol care poate fi diminuat fie printr-o proiectare, un montaj şi o întreţinere mai îngrijită, fie prin introducerea unui inhibitor.

Umiditatea, mai des în cazul în care produsele în stare anhidră nu sînt agresive(de exemplu: fenolul faţă de oţeluri, unele cloruri faţă de aluminiu, etc.) este dăunătoare.

Proiectarea trebuie făcută corespunzător pentru a evita apariţia umidităţii.

Impurităţile pot avea acţiune bună într-un mediu coroziv(de exemplu: inhibitorii) dar pot avea şi o acţiune dăunătoare(de ex. prezenţa ionilor Cl^- care dăunează stării pasive a unor suprafeţe metalice sau a ionilor CN^- care dau complecşi cu metalele ca aurul şi argintul).

- Produsele de coroziune, cu excepţia cazului cînd apar sub formă de filme continui şi compacte, împiedicînd accesul agenţilor corozivi, accelerează produsele de coroziune. Curăţirea necorespunzătoare a utilajelor poate conduce la coroziuni de tip localizat. Trebuie evitată, de asemenea, apariţia unor produşi de coroziune în suspensii în lichide(favorizanţi ai proceselor corozive localizate).

Microorganismele generatoare de procese biocorozive sînt alţi factori de intensificare sau apariţie a fenomenelor corozive.

Factorii geometrici sînt o altă categorie care influenţează

procesele corozive. Evitarea apariţiei unor locuri în care să se înregistreze colectarea unor cantităţi de lichide stagnante şi pariţia unor fante sînt rezolvări impuse proiectantului.

- Atmosferele industriale sînt poluate cu gaze, vapori şi aerosoli purtaţi de curenţii de aer. Din punct de vedere chimic, aceşti poluanţi pot fi acizi, baze, săruri sau solvenţi organici.

Cunoaşterea gradului de poluare a unei atmosfere industriale înseamnă cunoaşterea: compoziţiei chimice, a proporţiei şi a agresivităţii poluanţilor. Atunci cînd poluanţii sînt solizi(de exemplu pulberi), trebuie cunoscută mărimea particulelor, forma şi densitatea lor. Temperatura înregistrată în timpul exploatării ca şi umiditatea relativă trebuie bine cunoscute.

Trebuie subliniat faptul că, înafara pagubelor materiale, coroziunea are şi consecinţe sociale care conduc şi la pagube. Se pot aminti astfel consecinţele referitoare la dezastre(incendii, explozii, degajări nocive, distrugeri de clădiri), la sănătate, degradarea esteticii instalaţiilor, clădirilor şi a peisajului înconjurător.

12.2. SCOPUL SI MIJLOACE DE COMBATERE A COROZIUNII.

In combaterea coroziunii, în industria chimică, se urmăreşte să se creeze o uniformitate a suprafeţei care se apără, să se realizeze o polarizare a cuplurilor de coroziune posibile să apară, să se ascundă metalul, printr-un strat de oxizi sau un material oarecare avînd anumite caracteristici fizico-chimice, să se diminueze agresivitatea unui anumit mediu, prin introducerea unor inhibitori sau prin modificarea procesului tehnologic şi să se diminueze efectele agresive ale unui anumit mediu prin modificarea unor profile sau îmbinări. Se urmăreşte, de asemenea, să se mărească durata în exploatarea utilajelor şi să se diminueze riscurile de a fi impurificate semifabricatele şi produsele.

Posibilităţile de combatere a coroziunii pot fi active sau pasive. In tabelul 12.1 sînt prezentate exemple şi se dau precizările necesare.

Scanned with OKEN Scanner

Tabelul 12.1. Metode de combatere şi reducere a proceselor corozive.

Nr. crt.	Tipul	Procedeul	Exemple	Avantaje	Dezavantaje
1	2	3	4	5	6
1.	Activ (se acţionează nemijlocit asupra procesului coroziv)	Alegerea unui material de construcţie foarte rezistent.		Durată foarte mare în exploatare, impurificări excluse, opriri rare ale procesului tehnologic, cheltuieli de întreţinere mici.	Investiţie mare, uneori materialul este deficitar.
2.		Excluderea printr-o proiectare competentă, a profilelor, pieselor sau îmbinărilor favorizante pentru apariţia proceselor corozive.	Eliminarea apariţiei unor fante la unele îmbinări.	Idem	
3.		Intervenţia în procesul tehnologic pentru eliminarea unor medii corozive.	Degazarea apei de alimentare a răcitoarelor.	Ieftinirea investiţiei, durata mărită în exploatare, micşorarea pericolului impurificării produselor şi a necesităţii introducerii unor purificări suplimentare.	Uneori cheltuieli mai mari necesare pentru cercetare.
4.		Introducerea în mediile corozive a unor inhibitori.		Ieftinirea investiţiei, durata în exploatare mărită.	Uneori sînt necesare faze de purificare suplimentare.
5.		Reglarea procesului electrochimic prin modificarea potenţialului.	Protecţie catodică sau anodică.	Cheltuielile aferente întreţinerii, înlocuirilor, controlului şi opririi instalaţiei scad.	Investiţia se măreşte.
6.	Pasiv(se introduc unele acoperiri metalice/sau nemetalice)	Căptuşiri, peliculizări sau acoperiri metalice.	Căptuşiri mecanice prin laminare la cald sau la rece, presare, topire, etc.	Idem	Idem

1	2	3	4	5	6
7.			Depuneri electrolitice din soluţii apoase sau topituri ale unor săruri ale metalelor.	Idem	Idem
8.			Depuneri chimice din soluţii sau topituri ale unor metale.	Idem	Idem
9.			Depuneri prin imersie în metale topite (cositorirea şi zincarea la cald)	Idem	Idem
10.			Incărcare cu sudură	Idem	Idem
11.			Acoperire locală cu metal topit (plumbuire omogenă)	Idem	Idem
12.	Căptuşiri, peliculizări sau acoperiri nemetalice.		Căptuşeli cu cărămizi sau plăci ceramice antiacide.	Idem	Idem
13.			Scliviseli cu cimenturi rezistente la medii agresive.	Idem	Idem
14.			Emailări	Idem	Aplicabilitate limitată.
15.			Acoperiri cu materiale ceramice rezistente la temperaturi mari.		
16.			Oxidare chimică (brunări, eloxări, pasivări, etc.)		Eficacitate şi aplicabilitate limitată.
17.			Cromalări		
18.	Căptuşiri, peliculizări sau acoperiri organice cu materiale termoplastice sau termorigide.		Căptuşiri cu răşini fenolice.		Nerezistente la medii alcaline şi şocuri mecanice
19.			Căptuşiri cu folii de materiale termoplastice		Limită a temperaturii maxime de regim la care pot fi folosite Utilajele devin mai grele.

1	2	3	4	5	6
20.			Cauciucări de diferite tipuri.		Idem
21.			Acoperiri sinterizate cu pulberi organice de sinteză(termorigide sau termoplastice) şi naturale prin pulverizare.		Idem
22.			Acoperiri cu materiale dizolvate în solvenţi care, după aplicare se întăresc, prin eliminarea solvenţilor.	Refacere periodică.	

12.3. MATERIALE FOLOSITE PENTRU CONSTRUCTIA UTILAJELOR DIN INDUSTRIA CHIMICA.

Materialul cel mai des utilizat în industria chimică este tabla din oţel laminat. In funcţie de compoziţia sa chimică, tabla din oţel poate fi: oţel carbon, oţel slab aliat şi oţel aliat [58].

- Tabla din oţel carbon şi oţel slab aliat se utilizează frecvent în construcţia utilajelor cu condiţia ca acestea să nu conţină fluide toxice, inflamabile, explozive sau care dezvoltă coroziune fisurantă sub sarcină.

- Table din oţel aliat se utilizează în cazul mediilor corozive şi la temperaturi ridicate. Cea mai mare parte a oţelurilor sînt aliate cu Cr şi Ni. In vederea prevenirii coroziunii intercristaline se stabilizează cu titan sau niobiu.

- Tablele placate constituie soluţia tehnică şi economică convenabilă pentru rezolvarea problemelor legate de coroziunea chimică. Se utilizează o combinaţie de oţel-carbon sau slab aliat şi un placaj de oţel anticoroziv înalt aliat. Grosimea placajului trebuie să fie aproximativ 10 % din grosimea stratului de bază.

- Fonta se utilizează pentru construcţia recipienţilor care lucrează la presiuni interioare de calcul de 0,3 0,6 MPa şi presiuni exterioare de calcul 0,6—1,2 MPa şi diametre respectiv $\leq$3000—1000 mm. Fonta cu adaosuri de Cr, Ni, Si sau Mo poate fi utilizată în medii corozive(acizi, detergenţi şi alte medii corozive). Fonta cu Ni sau fonta austenitică este rezistentă la soluţii alcaline concentrate, acid sulfuric şi alţi acizi anorganici la temperaturi de pînă la 850°C.

- Materiale metalice neferoase utilizate în construcţia recipienţilor, atît ca material de bază cît şi ca material de protecţie sînt: cuprul, aluminiul, nichelul, titanul, zirconiul, niobiul, molibdenul, etc.). Cuprul şi aliajele lui este folosit ca material de construcţie pentru utilaje în cazul mediilor corozive şi temperaturi $< 250^{o}C$. Aluminiul se utilizează la temperaturi $< 200^{o}C$ pentru medii puternic corozive(acid azotic concentrat). Nichelul, în stare pură sau aliat, poate fi utilizat la topiri de alcalii.

- Materiale nemetalice pot fi anorganice şi organice. Dintre cele anorganice fac parte: sticla, gresia, porţelanul, etc. Acestea se recomandă la temperaturi foarte înalte.

Materialele nemetalice organice folosite în construcţia recipienţilor fac parte din categoria compuşilor macromoleculari(policlorura de vinil, polietilena şi polipropilena). Acestea se pot folosi în construcţia recipienţilor şi ca protecţii anticorozive.

In tabelul 12.2. se indică compoziţia chimică a unor mărci de oţeluri inoxidabile conform normelor ISO(Organizaţia internaţională de standardizare) şi Euronorm(folosită în RFG), iar în tabelul 12.3 se indică corespondenţa între mărcile de oţeluri inoxidadin diverse ţări.

Pentru alegerea corectă a unui oţel inoxidabil sau orice alt material metalic se va ţine seama de următoarele elemente:

- proprietăţile fizice, chimice şi mecanice ale oţelului;
- condiţiile de lucru(temperatură, presiune);
- economicitatea realizării produsului pentru a avea fiabilitate ridicată.

In tabelul 12.4 se prezintă unele medii de lucru(concentraţiile şi temperatura) şi calităţile de oţel recomandat. Aceste recomandări constituie doar repere de plecare pentru folosirea raţională a oţelurilor inoxidabile [43].

Tabelul 12.2. Oţeluri inoxidabile conform normelor ISO şi Euronorm.

Clasa	Marca ISO 683/ XIII	Euronorm 88-71	Compoziţia chimică % C	Si	Mn	Mo	Cr	Ni
Martensitice	1	X6Cr 13	≤ 0,08	1	1	-	11,5-14	≤0,5
Feritice	3	X12Cr 13	0,09-0,15	1	1	-	11,5-14	≤1
	5	X30 Cr 13	0,26-0,35	1	1	-	12-14	≤1
	7	X12Cr S13	0,08-0,15	1	1,5	0,6	12-14	≤1
Feritice	8	X8Cr 12	≤0,1	1	1,5	-	16-18	≤0,5
	8 a	X10 CrS17	≤0,12	1	1,5	≤0,6	16-18	≤0,5
	9	-	0,1-0,2	1	1	-	16-18	≤0,5
	9 c	X8CrMo 17	≤1	1	1	-	16-18	0,9-1,3
	A-1b	X105CrMo 17	0,95-1,2	1	1	≤0,75	16-18	≤0,5
Austenitice	10	X3CrNi 18.10	≤0,03	1	2	-	17-19	9-12
	11	X6CrNi 18.10	≤0,07	1	2	-	17-19	8-11
	12	X10CrNi 18.9	≤0,12	1	2	-	17-19	8-10
	19	X3CrNiMo 17.12.2	≤0,03	1	2	2-2,5	16-18,5	11-14
	20	X6CrNiMo 17.12.2	≤0,07	1	2	2-2,5	16-18,5	-
	20 a	X6CrNiMo 17.13.3	≤0,07	1	2	2,5-3	16-18,5	11,5-14,5
	25	-	≤0,07	1	2	3-4	17,5-19,5	13-16

Tabelul 12.3. Corespondenţe între mărcile de oţeluri inoxidabile din diverse ţări.

Nr. crt.	R.S.România	R.F.Germania	W Nr.	Euronorm	Anglia	Franţa	ISONPRM 683/XIII
1.	7 Cr 120	X 7 Cr 13	1.4000	X 6 Cr 13	403 S 17	Z 6 C 13	1
2.	12 Cr 130	X 10 Cr 13	1.4006	X 12 Cr 13	410 S 21	Z 12 C 13	3
3,	20 Cr 130	X 20 Cr 13	1.4021	X 20 Cr 13	420 S 29	Z 20 C 13	4
4.	-	X 2 CrNi 18.9	1.4306	X 3 CrNi 18.10	304 S 12	Z2CN18.10	10
5.	-	X 6 CrMo 17	1.4113	X 8 CrMo 17	434 S 19	Z8CD17.01	9 c
6.	-	X2CrNiMo18.10	1.4404	X3CrNiMo17.12.2	316 S 12	Z2CND17.12	19
7.	90 Cr 180	X105CrMo17	1.4125	X105CrMo17	-	Z100 CD17	A.1 b
8.	10TiMoNiCr170	X10CrNiMoTi18.10	1.4571	X6CrNiMoTi17.12.2	320 S 17	Z6CNDT 17.12	21
9.	-	X2CrNiMo18.12	1.4435	X3CrNiMo17.13.3	316 S 12	Z2CND 17.13	19 a
10.	-	X5CrNiMo18.10	1.4401	X6CrNiMo17.12.2	316 S 16	Z6CND 17.11	20
11.	8TiMoNiCr170	X10CrNiMoTi18.12	1.4573	X6CrNiMoTi17.13	320 S 17	Z6CNDT17.13	21 a
12.	30 Cr 130	X 30 Cr 13	1.4120	X 30 Cr 13	420 S 45	Z30C13	5
13.	7 Ni Cr 180	X 5 Cr Ni 18.9	1.4301	X 6 Cr Ni 18.10	304 S 15	Z6CN18.09	11
14.	10 Cr 170	X 8 Cr 17	1.4016	X 8 Cr 17	430 S 15	Z 8 C 17	8
15.	22 Ni Cr 170	X 22 Cr Ni 17	1.4057	-	431 S 29	Z15CN16.02	9 c

Scanned with OKEN Scanner

Tab.12.4. Oţeluri recomandate pentru deverse medii.

Nr. crt.	Mediu de lucru: Denumire	Concentraţii %	Temperatura K	Mărci de oţeluri recomandate: Pierderi din greutate 0,1 g/m²h sau diminiarea grosimii 0,1mm/an
1	2	3	4	5
1.	Acetonă	25	293	Toate mărcile
2.	Acid acetic	5	293	Toate mărcile cu excepţia celor martensitice cu 13 % Cr.
		20	Fierbere	Z2CN17-12; Z8CNDT17-12;X2CrNi18.10 X10CrNiMoTi 18.10
		80	Fierbere	Z2CND 17.13; X2CrNiMo 18.12
3.	Acid carbonic	saturaţie	293	Toate mărcile.
	gaz umed	saturaţie	293	Z2CN 18-10; Z6CNT 18-11; 321; X2CrNi 18-10; X10CrNiMoTi 18-10
4.	Acid clorhidric	1	293	Z2CND 17-12; X2CrNiMo 18-12; Z8CNDT 17-12; X10CrNiMoTi 18.10
	soluţie	0,5	323	Z2Cn 17-12; Z8CNDT 17-12; X2CrNi18.10 X10CrNiMoTi 18.10
5.	Acid azotic	1-65	293	Toate mărcile
		1-65	333	Z2CN 18-10; X2CrNi18.9; Z6CNT18-11 X10CrNiTi 18.9
		1-50	Fierbere	X2CrNi 18.9; Z2CN 18.10
6.	Acid sulfuric	10-20	293	Z2CN18-10; X2CrNi18.9; X10CrNiTi18.10
7.	Acid sulfuric	25-100	293	Z2CNDU 17-16
		0-4	323	Z2CND 17.12; X2CrNiMo 18.10 Z8CND 17-12.
		98-100	323	Z2CND 17.12; X2CrNiMo 18.10
8.	Alcool	-	293	Toate mărcile
		-	Fierbere	Z2CN 18.10; X2CrNi 18.9 Z10CNT 18.11; X10CrNiTi 18.10
9.	Amoniac(gaz)	-	373	Toate mărcile
	soluţie	T.C.	293-373	Toate mărcile
10.	Apă curată	-	-	Toate mărcile
11.	Apă cu impurităţi clorice	-	-	Z2CND 17-13; Z2CrNiMo 18.12

1	2	3	4	5
12.	Azotat de amoniu topit	T.C.	T.T.	Z2CN18-10; X2CrNi 18.9; Z6CNT18-11 X10CrNiTi 18.9
13.	Azotat de calciu	T.C.	T.T.	Idem
14.	Azotat de potasiu	T.C.	T.T.	Idem
15.	Azotat de sodiu	T.C.	T.T.	Idem
16.	Azotit de amoniu	T.C.	T.T.	Idem
17.	Benzină			Toate mărcile
18.	Benzen			Z2Cn18-10; X2CrNi 18.9
19.	Carbonat de amoniu	T.C.	T.T.	Toate mărcile
20.	Carbonat de Mg	T.C.	T.T.	Idem
21.	Carbonat de K	T.C.	T.T.	Idem
22.	Cloroform	-	-	Idem
23.	Eter	-	-	Idem
24.	Metanol	T.C.	293/fierbere	Z6CN 18-09; X5CrNi18.9; Z6CNT 18.11; X10CrNiTi 18.9
25.	Sulfat de Al	T.C.	293	Z2CND 17-12; X10CrNiTi 18.9; Z8CNDT 17.12; X10CrNiMoTi 18.10
		T.C.	Fierbere	Z2CNDU 17-16
26.	Sulfat de amoniu	T.C.	Fierbere	Z2CND 17-13; X2CrNiMo 18.12
27.	Sulfat de calciu	T.C.	T.T.	Toate mărcile
28.	Sulfat de Mg	T.C.	T.T.	Idem
29.	Sulfat de K	T.C.	T.T.	Idem
30.	Sulfat de Na	T.C.	T.T.	Idem
31.	Tetraclorură de carbon(uscată)	-	293-fierbere	Idem
32.	Vapori de apă	-	373	Z2CND17.13; X2CrNiMo 18.12

CAP.13. INDICATII CU PRIVIRE LA EXECUTIA DESENELOR.

In cadrul proiectului de an de la disciplina "Fenomene de transfer şi utilaje în industria chimică" se utilizează mai multe tipuri de desene: schiţe şi grafice; scheme; desene de execuţie; desene de montaj.

Schiţa este un desen în care se respectă proporţiile între dimensiunile obiectului în limitele aproximaţiei vizuale. Poate fi utilizată pentru a reprezenta un utilaj, un detaliu funcţional, sau chiar o parte dintr-o instalaţie.

Schema este un desen simplificat în care obiectul (de exemplu un proces tehnologic) este reprezentat cu ajutorul unor simboluri şi semne convenţionale, specifice domeniului la care se referă.

Desenul de execuţie este un desen definitiv, întocmit la scară, care serveşte la execuţia obiectului reprezentat, cuprinzînd toate datele necesare acestui scop.

Desenul de montaj este un desen întocmit la scară în scopul precizării modului de amplasare a părţilor componente ale obiectului reprezentat.

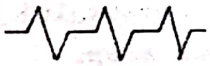
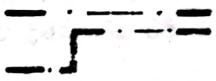
Fiecare proiect va cuprinde pe lîngă schiţele şi schemele necesare, o planşă cu desenul de execuţie al unuia din utilajele dimensionate şi o planşă cu desenul de montaj al instalaţiei proiectate.

Liniile utilizate pentru reprezentare şi cotare, conform STAS 103-84, se clasifică în linie continuă, linie întreruptă, linie punct şi linie două puncte, iar în funcţie de grosime în linie groasă şi linie subţire. Grosimea liniei groase, notată cu b, se alege din următoarele valori, exprimate în mm: 2,0; 1,4; 1,0; 0,7; 0,5; 0,35; 0,25; 0,18. Trasarea liniilor subţiri se face cu o grosime de maxim b/2.

In tabelul 13.1 se prezintă simbolul, aspectul şi exemple de utilizare a diferitelor tipuri de linii.

Formatul este spaţiul delimitat pe coala de desen, cu linie continuă subţire, cu dimensiunile axb. In tabelele 13.2, 13.3 şi 13.4 sînt prezentate, conform STAS 570-82, formatele utilizate în desenul tehnic. Formatele alungite speciale şi excepţionale se utilizează numai dacă obiectul nu poate fi reprezentat pe unul din formatele de bază. Formatele pot fi utilizate în lungime sau în lăţime, avînd ca bază dimensiunea a sau b.

Tabelul 13.1. Linii utilizate în desenul tehnic.

Denumirea liniei	Simbol	Aspectul liniei	Cazuri de utilizare (exemple)
Linie continuă groasă	A		Contururi şi muchii reale vizibile.
Linie continuă subţire	B		Muchii fictive; linii de cotă; haşuri; conturul secţiunilor suprapuse; linii de fund la filetele vizibile.
Linie continuă subţire ondulată	C		Linii de ruptură pentru delimitarea vederilor şi secţiunilor în orice material cu excepţia lemnului.
Linie continuă subţire în zig-zag	D		Linii de ruptură în lemn.
Linie întreruptă subţire	E F	 	Contururi şi muchii reale acoperite.
Linie - punct subţire	G		Linii de axă; suprafaţă de rostogolire pentru roţi dinţate.
Linie - punct mixtă	H		Trasee de secţionare.
Linie - punct groasă	J		Indicarea suprafeţelor cu prescripţii speciale.
Linie-două puncte subţire	K		Conturul pieselor învecinate; părţi situate în faţa planului de secţionare.

Tabelul 13.2. Formate preferenţiale.

Simbol	a x b mm
A 0	841 x 1189
A 1	594 x 841
A 2	420 x 594
A 3	297 x 420
A 4	210 x 297

Tabelul 13.3. Formate alungite speciale.

Simbolul	a x b mm
A 3 x 3	420 x 891
A 3 x 4	420 x 1189
A 4 x 3	297 x 630
A 4 x 4	297 x 841
A 4 x 5	297 x 1051

Tabelul 13.4. Formate alungite excepţionale.

Simbolul	a x b mm
A 0 x 2	1189 x 1682
A 0 x 3	1189 x 2523
A 1 x 3	841 x 1783
A 1 x 4	841 x 2378
A 2 x 3	594 x 1261
A 2 x 4	594 x 1682
A 2 x 5	594 x 2102
A 3 x 5	420 x 1486
A 3 x 6	420 x 1783
A 3 x 7	420 x 2080
A 4 x 6	297 x 1261
A 4 x 7	297 x 1471
A 4 x 8	297 x 1682
A 4 x 9	297 x 1892

Scanned with OKEN Scanner

In figura 13.1 sînt reprezentate principalele elemente grafice care se execută pe un format. Decuparea copiei se face după conturul 1. Chenarul 2 se trasează cu linie continuă groasă, de min.0,5 mm.Zona cuprinsă între chenar şi contur are lăţimea de 10 mm la toate formatele, cu excepţia formatelor A4 şi A 4xn, la care au lăţimea de 5 mm. Fîşia de îndosariere 3 se trasează cu linie continuă subţire şi are dimensiunile 20 x 297 mm, fiind plasată pe latura verticală din stînga formatului. Simbolul formatului 4 se trece sub chenar la o distanţă de 5 mm cu litere şi cifre de 3,5 mm. Indicatorul 5 se prevede la toate formatele în colţul din dreapta jos, pe chenar, în poziţia de citire obişnuită a reprezentării. Tabelul de componenţă 6 se aplică deasupra indicatorului, poate fi întrerupt în dreptul reprezentării şi continuat deasupra ei, sau se amplasează lîngă indicator.

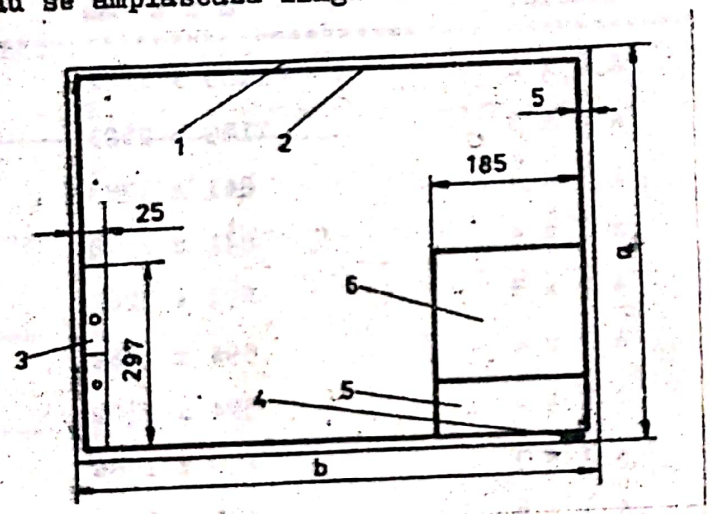


Fig.13.1. Elemente grafice caracteristice unui format.

Indicatorul şi tabelul de componenţă au forma şi dimensiunile din fig.13.2, reglementate prin STAS 282-80. Pentru indentificarea desenelor executate în cadrul proiectului de an, este suficientă completarea următoarelor căsuţe:

1 - denumirea instituţiei la care se păstrează desenul;
2- scara la care a fost executat desenul;
3- data la care a fost executat desenul;
4- denumirea obiectului reprezentat;
5,6 - numele, prenumele şi semnătura persoanelor care au proiectat, desenat şi verificat desenul;
7- Numărul desenului.

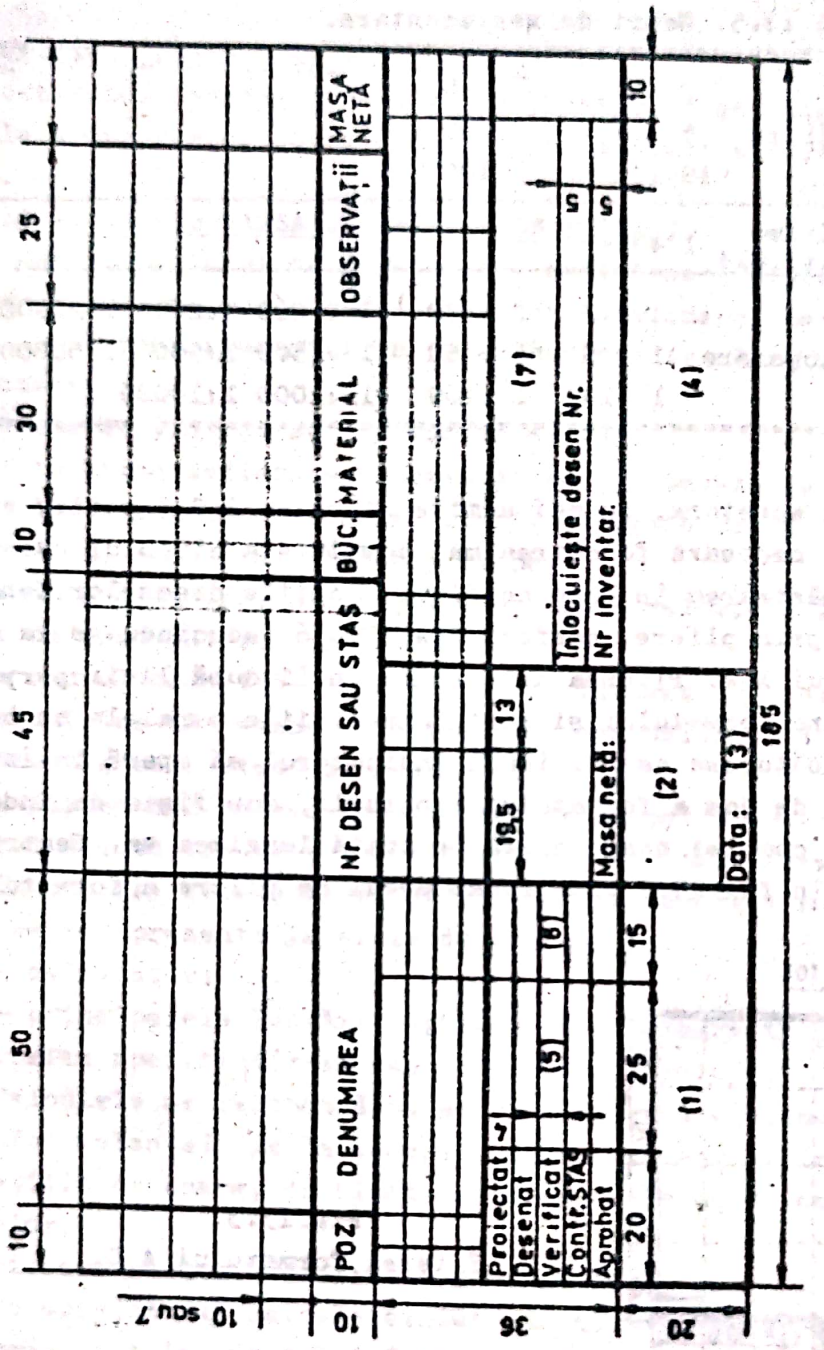


Fig.13.2. Indicatorul și tabelul de componență.

Desenele tehnice se execută la scară, prin scara unui desen înțelegîndu-se raportul dintre dimensiunile reprezentate pe desen și dimensiunile reale ale obiectului. Scările de reprezentare se aleg conform STAS 2-82(tabelul 13.5).

Tabelul 13.5. Scări de reprezentare.

Scări de:						
	mărire	2 : 1	20 : 1			
		5 : 1	50 : 1			
		10 : 1	100 : 1			
	mărime naturală	1 : 1				
	micşorare	1 : 2	1 : 20	1 : 200	1:2000	1:20000
		1 : 5	1 : 50	1 : 500	1:5000	1:50000
		1 :10	1 :100	1 :1000	1:10000	

In afara acestora, se mai admite şi scara 1:2,5 pentru cazurile cînd este necesară folosirea mai completă a cîmpului desenat.

Pentru păstrarea în bune condiţii, copiile desenelor tehnice se împăturesc prin pliere, conform STAS 74-76, aducîndu-se la mărimea formatului A 4. Plierea se execută întîi după linii perpendiculare pe baza formatului şi apoi după liniile paralele cu baza. Desenele se împăturesc astfel încît indicatorul să apară în întregime pe latura de jos a formatului împăturit, iar fîşia de îndosariere să apară complet neacoperită pe toată lungimea sa. Pentru exemplificare în fig.13.3 este redat modul de pliere a formatului A o.

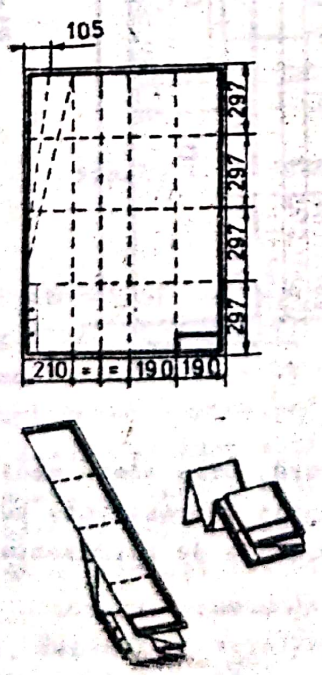


Fig.13.3.
Plierea formatului A O.

CAP.14. PREZENTAREA PROIECTULUI.

Capitolul conţine precizări cu privire la şedinţele de proiect, la transcriere, forma finală a proiectului şi criteriile de notare.

14.1. DESFASURAREA SEDINTELOR DE PROIECT.

Conform planului de învăţământ, activitatea aferentă proiectului cuprinde mai multe şedinţe a cîte două ore şi se desfăşoară pe baza unui plan prezentat în prima şedinţă de către cadrul didactic conducător.

Orele de proiect se desfăşoară astfel:

- în prima şedinţă se prezintă tema şi datele de proiectare;
- în şedinţele următoare, cadrul didactic predă, conform planificării, tematica viitoarei etape;
- în continuare, studenţii efectuează calculele etapei noi, predate de conducătorul proiectului;
- cadrul didactic controlează, la fiecare student, rezultatele calculelor din etapa anterioară şi concomitent, dă lămuriri la problemele solicitate de studenţi;
- partea din calculele curente, ce nu pot fi rezolvate pe parcursul a două ore, este continuată şi terminată acasă.

In vederea desfăşurării şedinţelor în condiţii normale, studenţii se vor prezenta la orele de proiect cu:

- calculator;
- principalele lucrări cuprinse în bibliografia de bază şi bibliografia specifică(vezi cap.15 al îndrumarului).

Calculele se recomandă să se efectueze cu creionul pe caiete (nu pe foi volante). De la început, calculele vor fi însoţite de explicaţiile necesare, de citate bibliografice şi de comentarea rezultatelor.

Fiecare student va efectua dimensionarea unui utilaj din instalaţie cu ajutorul calculatorului. In acest scop se va folosi de un program, dat în capitolul 7 al îndrumarului, va pregăti datele de intrare, le va introduce pe calculator şi va înregistra rezultatele.

14.2. TRANSCRIEREA PROIECTULUI.

Proiectul se transcrie cu cerneală, citeţ, pe coli format A4. Transcrierea se face pe ambele feţe. Colile pot fi cu chenar, cu margine liniată sau simple. Numerotarea paginilor se face după terminarea transcrierii.

Redactarea textului ce însoţeşte calculele, trebuie să fie clară, stilul ingineresc; se va folosi modul de exprimare impersonal(de ex. s-a calculat, s-au admis, etc.). Se va evita copierea unor fraze din diverse surse bibliografice.

Datele de proiectare şi rezultatele obţinute vor fi însoţite de unităţi de măsură exprimate prin simboluri standardizate.

In proiect se vor trece interpolările sau regula de trei simple folosită în acest scop.

Rezultatele calculelor se vor transcrie cu precizia impusă de calculele tehnice, procedîndu-se la rotunjirea acestora. De exemplu: 4526400 W, 0,00145 m.

Titlurile capitolelor, subcapitolelor şi paragrafelor se vor scrie în aşa fel încît să fie scoase în evidenţă pentru a structura conţinutul proiectului.

Desenele şi graficele incluse în textul proiectului pot fi făcute cu creionul, cerneală sau tuş direct pe coală sau, separat, pe hîrtie milimetrică sau calc şi aplicate pe coală. Desenele care vizează determinarea grafică a unor mărimi(spre exemplu, diametrul evaporatorului cu tub central de recirculare, amplasarea clopoţeilor şi deversoarelor pe un taler, etc) vor fi cotate şi se va preciza scara, chiar dacă nu sînt întocmite pe un format standardizat.

Pentru întocmirea reprezentărilor grafice modulii celor două scări se vor alege în aşa fel încît curbele trasate să se înscrie în zona centrală(diagonală). Precizarea mărimilor reprezentate pe cele două axe de coordonate se va face cu ajutorul notaţiilor însoţite de unităţi de măsură.

Capitolele proiectului şi ordinea lor sînt prezentate în capitolul 4 al îndrumarului, capitol intitulat "Conţinutul proiectului de an". Ele se vor transcrie în ordinea menţionată.

Capitolul 3 al proiectului de an - dimensionarea tehnologică a utilajului - ocupă cea mai mare parte din volumul proiectului şi conţine numeroase subcapitole şi paragrafe. Notarea acestora se recomandă să se facă cu cifre, conform exemplului:

3. Dimensionarea tehnologică a utilajului.
3.1. Dimensionarea coloanei de rectificare.
3.1.1. Calculul numărului de trepte de contact.
3.1.2. Calculul diametrului coloanei.
3.1.2.1. Debitul de vapori.
3.1.2.2. Viteza vaporilor.
3.2. Dimensionarea condensatorului.
etc.

Fiecare subcapitol, referitor la dimensionarea unui utilaj, se va termina cu o fişă tehnică, cu principalele date, ce oferă o imagine inginerească asupra utilajului şi-i permite inginerului mecanic să efectueze calculele de rezistenţă. Fişa tehnică va conţine informaţiile cu privire la:

- destinaţia utilajului;
- proprietăţile fazelor;
- parametrii funcţionali:
  - debite;
  - presiuni;
  - temperaturi;
  - agenţi termici;
  - turaţii;
- parametrii constructivi:
  - principalele cote; gabarit;
  - materiale de construcţie;
- principalele prescripţii tehnice:
  - susţinere; izolaţie; protecţie;
- Observaţii.

Fişele tehnice pot avea structuri şi conţinuturi diferite, funcţie de utilajul la care se referă şi de modul cum a fost concepută de proiectant sau uzina constructoare de utilaj chimic. Fiecare fişă trebuie să conţină principalele informaţii prezentate mai sus. Un exemplu de fişă tehnică este dat în anexa 15.

14.3. PREZENTAREA PROIECTULUI.

După transcriere proiectul va fi broşat. Coperta va fi scrisă cu tuş conform anexei 16, iar subcoperta conform anexei 17. Urmează apoi cuprinsul proiectului, cu specificarea paginilor pentru fiecare capitol, subcapitol şi paragraf. Capitolele se transcriu în ordinea precizată în îndrumar(cap.4).

La sfîrşitul proiectului se anexează:

- planşele, copiate pe calc, în tuş sau în creion, pliate conform normelor;
- ciornele planşelor(pe hîrtie milimetrică sau coală de desen);
- rezultatele rulării programului(dacă este cazul).

14.4. NOTAREA PROIECTULUI.

Notarea proiectului se va face pe baza următoarelor criterii:

- ritmicitatea realizării etapelor proiectului;
- înţelegerea problemelor şi corectitudinea calculelor;
- contribuţii personale;
- forma şi calitatea proiectului prezentat.

Proiectul poate fi respins, pentru refacere, în următoarele cazuri:

- are erori fundamentale de calcul;
- redactarea şi calculele sînt copiate;
- planşele sînt copiate.

Scanned with OKEN Scanner

CAP.15. BIBLIOGRAFIE.

Fondul documentar folosit în rezolvarea tuturor etapelor proiectului va fi trecut în bibliografie şi citat. Întocmirea bibliografiei se face, fie în ordinea alfabetică a autorilor, fie în ordinea citării.

Se recomandă să se întocmească bibliografia de bază, chiar din prima şedinţă de proiect, pentru a o putea cita, urmînd să fie completată pe parcursul şedinţelor următoare.

Citarea bibliografiei în textul proiectat se face în paranteze drepte; de exemplu: [5] sau [7-10]. In cazul manualelor şi monografiilor citatul poate conţine şi pagina: [12], p.329 . Prin adăugarea paginei la citat se evită trecerea de mai multe ori, în bibliografie, a aceleaşi lucrări.

Fiecare referinţă bibliografică din listă trebuie să cuprindă toate datele.

Pentru cărţi:

- numele şi iniţialele prenumelui autorilor;
- titlul cărţii;
- numărul ediţiei(dacă nu este prima ediţie);
- numărul volumului(dacă sînt mai multe volume);
- editura;
- locul apariţiei şi
- anul apariţiei.

De exemplu: Bratu Em.A., Operaţii unitare în ingineria chimică, vol.1, Ed.tehnică, Bucureşti, 1984.

Pentru reviste(periodice):

- numele şi iniţialele prenumelui autorilor;
- titlul revistei(conform normelor de abreviere);
- numărul volumului;
- numărul revistei(nu este obligator);
- numărul primei pagini a articolului şi
- anul publicării revistei.

Spre exemplu: Echert J.S., Chem.Eng.Prog., 66, 3,39, 1970.

In cele ce urmează se prezintă bibliografia principală, recomandată pentru întocmirea proiectelor de an. Ea este sistematizată în felul următor:

- bibliografie generală, valabilă pentru toate proiectele şi
- bibliografie specifică fiecărei teme de proiectare.

Scanned with OKEN Scanner

15.1. BIBLIOGRAFIA GENERALA.

1. Bratu Em.A., Operaţii unitare în ingineria chimică, vol.1, Ed.tehnică, Bucureşti, 1984.
2. Bratu Em.A., Operaţii unitare în ingineria chimică, vol.2, Ed.tehnică, Bucureşti, 1984.
3. Bratu Em.A., Operaţii unitare în ingineria chimică, vol.3, Ed.tehnică, Bucureşti, 1985.
4. Jinescu Gh., Procese hidrodinamice şi utilaje specifice în industria chimică, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti,1983.
5. Floarea O., Procese de transfer de masă şi utilaje specifice, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1984.
6. Tudose R., Ibănescu I., Vasiliu M., Stancu Al., Cristian Gh. şi Lungu M., Procese, operaţii, utilaje în industria chimică, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1977.
7. Pavlov K.F., Romankov P.G. şi Noskov A.A., Procese şi aparate în ingineria chimică. Exerciţii şi probleme(traducere din limba rusă după ediţia a 8-a), Ed.tehnică, Bucureşti, 1981.
8. Jinescu V.V., Aparate de tip coloană, Ed.tehnică, Bucureşti, 1978.
9. Floarea O. şi Smigelschi O., Calcule de operaţii şi utilaje în industria chimică, Ed.tehnică, Bucureşti, 1966.
10. Dobrinescu D., Procese de transfer termic şi utilaje specifice, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1983.
11. Domaşnev A.D., Utilaje pentru industria chimică.Calcul şi proiectare, Ed.tehnică, Bucureşti, 1962.
12. Bănescu A. şi Radulian D., Sistematizarea calculelor aparatelor în industria chimică, Ed.tehnică, Bucureşti, 1977.
13. Cristea G., Melega C., Ciucă P. şi Timaru F., Proiectarea instalaţiilor tehnologice în industria chimică, Editura tehnică, Bucureşti, 1965.
14. Dutkai E.P., Coloane cu umplutură în tehnologia chimică, Ed. tehnică, Bucureşti, 1977.
15. Răşenescu I., Operaţii şi utilaje în industria alimentară, vol. 1, Ed.tehnică, Bucureşti, 1972.
16. Răşenescu I., Operaţii şi utilaje în industria alimentară,vol. 2, Ed.tehnică, Bucureşti, 1972.
17. Luca Gh., Probleme de operaţii şi utilaje în industria alimentară, Ed.tehnică, Bucureşti, 1978.
18. Kasatkin A.G., Procese şi aparate principale în tehnologia chimică, Ed.tehnică, Bucureşti, 1963.

Scanned with OKEN Scanner

19. Popa C., Viaşu M., Buturcă E., Borş M., Vasilache M., Braier A., Strobel Gh., Vitan E., Popa I., Desen tehnic, Litografia IPI, Iaşi, 1986.
20. Precupeţu P., Dale C., Niţulescu T., Desen tehnic industrial, Ed.tehnică, Bucureşti, 1982.
21. X X X, Codul muncii.
22. X X X, Legea nr.5/1965(cu privire la protecţia muncii).
23. X X X, Legea nr.1/1970(cu privire la organizarea şi disciplina muncii).
24. X X X, HCM nr.2896/1966(cu privire la accidentele de muncă).
25. X X X, Decretul 400/1981(cu privire la disciplina în muncă în întreprinderile cu foc continuu).
26. Levespiel O., Tehnica reacţiilor în inginerie chimică, Ed. tehnică, Bucureşti, 1967.
27. Alexandrescu F., Necula S., Conducte şi armături, Ed.tehnică, Bucureşti, 1963.
28. Planovschii A.N., Ramm V.M., Kagan S.Z., Proţessî i apparatî himiceskoi tehnologii, Izd.Himia, Moskva, 1966.
29. Ciiornobîlskii I.I., Tananaiko I.M., Suşilnîe ustanovki himiceskoi promîşlennosti, Izd.Tehnika, Kiev, 1969.
30. Perry J.H., Chemical Engineers Handbook, Fourth editions, Mc Graw-Hill, New-York, 1963.
31. Curievici I., Automatizări în industria chimică, Editura didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1983.
32. Kafarov V., Fundamentals of Mass Transfer, Mir Publisher, Moscow, 1975.
33. Davidescu A., Mucică H., Schimbătoare de căldură în instalaţiile industriale, Ed.tehnică, Bucureşti, 1964.
34. Stefănescu D., Marinescu M., Dinescu A., Transfer de căldură în tehnică, vol.I, Ed.tehnică, Bucureşti, 1982.
35. Stefănescu D., Marinescu M., Dinescu A., Transfer de căldură în tehnică, vol.II, Ed.tehnică, Bucureşti, 1982.
36. Marinoiu V., Automatizarea proceselor petrochimice, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1979.
37. Dumitrescu S.I., Aparate de măsurat şi automatizări în petrol şi petrochimie, Editura didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1983.
38. Ungureanu S., Nagacevschi V., Aparate de măsură, control şi automatizare, vol.1, Litografia IPIaşi, 1975.
39. X X X, Catalog PEA, 1981.

40. X X X, Regulatoare locale "CAMPO", manual de instrucţiuni.
41. X X X, Catalog de produse IEPAM, Bîrlad 1976.
42. X X X, Prescipţii tehnice pentru proiectarea, execuţia, instalarea, repararea şi verificarea recipienţelor metalice stabile sub presiune, C4-83, Bucureşti, 1984.
43. Trusculescu M., Ieremia A., Oţeluri inoxidabile şi refractare, Ed.Facla, Timişoara, 1983.
44. Ivăşcan S., Brandabur F., Apostolescu M., Principiile teoretice ale coroziunii metalelor, Litografia IPI, Iaşi, 1981.
45. Oniciu L., Ivăşcan S., Apostolescu M., Schmidt E., Coroziunea metalelor. Aspecte fundamentale şi protecţie anticorozivă, Ed.ştiinţifică şi enciclopedică, Bucureşti, 1986.
46. X X X, Manualul inginerului chimist, vol.2, Ed.tehnică, Bucureşti, 1952.
47. Smighelschi O., Woinanschy A., Optimizarea proceselor în industria chimică, Ed.tehnică, Bucureşti, 1978.
48. Gasquet R., Gen.Chim., 105, 415, 1972.
49. Cristea A., Ventilarea şi condiţionarea aerului, Ed.tehnică, Bucureşti, 1968.
50. Niculescu N., Duţă G., Stoenescu P., Colda I., Instalaţii de ventilare şi climatizare, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1982.
51. Ganea N., Alegerea, exploatarea, întreţinerea şi repararea pompelor, Ed.tehnică, Bucureşti, 1981.
52. Curievici I., Protecţia muncii în industria chimică, Litografia IPI, Iaşi, 1980.
53. Creangă O., Cismăriţa D., Tehnica securităţii muncii în industria chimică, Ed.tehnică, Bucureşti, 1965.
54. X X X, Norme republicane de protecţie a muncii, Bucureşti, 1975.
55. Neagu M., Epurarea apelor uzate orăşeneşti, Ed.tehnică, Bucureşti, 1978.
56. Ursu P., Frasin D., Tatu I., Popa D., Protejarea aerului atmosferic, Ed.tehnică, Bucureşti, 1978.
57. Curievici I., Automatizări în industria chimică, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1966.
58. Iordache Gh., Iatan R.I., Ene Gh., Păunescu M., Voicu I., Utilaje pentru industria chimică şi petrochimică, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1982.
59. Segal H., Maşini de ridicat şi transportat pentru construcţii,

Scanned with OKEN Scanner

Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1966.

15.2. BIBLIOGRAFIE SPECIFICA.

Se prezintă separat pentru fiecare temă de proiectare.

15.2.1. BIBLIOGRAFIE PENTRU RECTIFICARE.

60. Stratulă C., Fracţionarea, principii şi metode de calcul, Ed.tehnică, Bucureşti, 1986.
61. Robu V.I., Distilare-fracţionare, Ed.tehnică, Bucureşti,1963.
62. Woinaraschy A., Smighelschi O., Revista de chimie, Bucureşti, 32, 6, 541, 1981.

15.2.2. BIBLIOGRAFIE PENTRU EVAPORARE.

63. Kubasiewicz A., Evaporatoare. Construcţie şi funcţionare, Ed.tehnică, Bucureşti, 1980.
64. Kicighin M.A., Kostenko G.N., Schimbătoare de căldură şi instalaţii de vaporizare, Ed.tehnică, Bucureşti, 1958.

15.2.3. BIBLIOGRAFIE PENTRU ABSORBTIE.

65. Ramm V.M., Absorbţia gazov, Izd.Himia, Moskva, 1966.
66. Stratulă C., Purificarea gazelor, Ed.ştiinţifică şi enciclopedică, Bucureşti, 1984.
67. Polihroniade A., Absorbţie-adsorbţie, Ed.tehnică,Bucureşti, 1967.
68. Briţke E.V., Kapustînskii A.F., Veselovskii B.K., Samovskii L.M., Centova L.G., Termiceskie konstanti neorganiceskih veşcestv, Izd.Acad.Nauk SSSR, Moskva, 1949.
69. Floarea O., Jinescu Gh., Balaban C., Vasilescu P., Dima R., Operaţii şi utilaje în industria chimică. Probleme, Ed.didactică şi pedagogică, Bucureşti, 1980.

15.2.4. BIBLIOGRAFIE PENTRU USCARE.

70. Strumillo C., Bazele teoriei şi tehnicii uscării, Ed.tehnică, Bucureşti, 1984.
71. Dăscălescu A., Uscarea, Ed.tehnică, Bucureşti, 1964.
72. Kunii D., Levenspiel O., Fluidization Engineering, John Wiley, New York, 1969.
73. Mihăilă C., Caluianu V., Marinescu M., Dănescu Al., Procese şi instalaţii industriale de uscare, Ed.tehnică, Bucureşti, 1982.
74. Lewa M., Fluidization, Mc Graw-Hill, New-York, 1959.

Pe parcursul şedinţelor de proiect bibliografia va fi completată. La bibliografia recomandată se vor adăuga manualele din care se iau datele de proiectare, STAS-urile, diferite legi şi norme, etc.

Scanned with OKEN Scanner

P A R T E A A III-A. A N E X E .

Anexa 1. Date de echilibru pentru sistemul NH_3-H_2O, T=0-60°C.

$\bar{X}\left[\frac{kg\ NH_3}{kg\ H_2O}\right]$	Presiunea parţială a NH_3, [m bar]						
	0°C	10°C	20°C	30°C	40°C	50°C	60°C
1	1262	-	-	-	-	-	-
0,9	1046	-	-	-	-	-	-
0,8	848	1315	-	-	4399	-	-
0,7	666	1040	-	-	3679	-	-
0,6	506	800	-	-	2839	-	-
0,5	366	585	-	-	2026	-	-
0,4	253	401	-	958	1419	-	-
0,3	159	253	-	605	922	-	-
0,25	119	192	-	469	712	1100	-
0,2	85,3	138	-	346	526	794	1111
0,15	56,9	93,4	-	238	364	540	777
0,10	33,4	55,7	-	146	222	329	481
0,075	23,6	39,8	-	106	160	238	348
0,050	14,9	25,4	-	68,0	102	153	220
0,040	-	21,4	-	53,4	81	121	172
0,030	-	15,0	31,3	39,4	60	89,4	126
0,025	-	-	25,8	32,5	50,1	74,2	102
0,020	-	-	20,4	25,7	40,0	59,3	81,3
0,016	-	-	16,0	20,4	32,1	47,3	64,9
0,012	-	-	12,1	15,3	24,4	35,6	48,4
0,010	-	-	9,8	-	20,5	29,6	40,2
0,005	-	-	4,5	-	-	-	-

Anexa 2. Date de echilibru pentru sistemul SO_2-H_2O, T = 0 – 50°C.

$X\left[\frac{kg\ SO_2}{kg\ H_2O}\right]$	Presiunea parțială a SO_2 în faza gazoasă [m bar]						
	0°C	10°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C
0,15	666	980	-	-	-	-	-
0,10	413	626	-	1120	-	-	-
0,08	320	493	773	893	1040	-	-
0,06	233	360	573	673	773	1026	-
0,04	147	227	360	426	506	680	933
0,02	67	100	147	200	226	333	453
0,01	27	47	40	80	93	147	213

Anexa 3. Date de echilibru pentru sistemul SO_2-H_2O, T = 30 – 110°C.

$X\left[\frac{kg\ So_2}{kg\ H_2O}\right]$	Presiunea parțială a SO_2 în faza gazoasă [m bar]				
	30°C	50°C	70°C	90°C	110°C
0,0745	1000	1675	-	-	-
0,0436	560	1037	1695	-	-
0,0104	110	197	401	620	-
0,0051	-	101	195	308	464

Anexa 4. Coeficienţi de difuziune.

In faza gazoasă, T=0°C, P=1 at			In faza lichidă, T = 20°C		
Sistemul A-B	Coeficient de difuz. D_{AB} [cm²/s]	[m²/h]	Sistemul A - C	Coeficient de difuz. $D_{AC} \cdot 10^5$ [cm²/s]	[m²/h]
NH_3 - Aer	0,198	0,0731	N_2 - H_2O	1,64	0,590
H_2O- H_2	0,7516	0,2706	HNO_3- H_2O	2,6	0,936
H_2O- Aer	0,220	0,0792	NH_3 - H_2O	1,76	0,634
H_2O-CO_2	0,1387	0,0499	C_2H_2 - H_2O	1,56	0,562
H_2- N_2	0,674	0,2426	Br_2-H_2O	1,2	0,432
H_2 - Aer	0,611	0,220	H_2 - H_2O	5,13	1,847
H_2 - CO_2	0,550	0,1980	NaOH - H_2O	1,51	0,544
H_2 - SO_2	0,480	0,1728	Glucoză-H_2O	0,60	0,216
H_2 - H_2O	0,535	0,1926	CO_2 - H_2O	1,77	0,637
H_2 - CH_2	0,625	0,2250	CO_2 - C_2H_5OH	3,4	1,22
H_2 - O_2	0,697	0,2509	N_2O - H_2O	1,51	0,544
H_2 - CO	0,651	0,2344	O_2 - H_2O	1,80	0,648
H_2- C_2H_6	0,459	0,1652	CH_3OH- H_2O	1,28	0,461
H_2- C_2H_4	0,486	0,1750	C_3H_7OH -H_2O	0,87	0,313
He - Aer	0,641	0,2308	H_2SO_4 - H_2O	1,73	0,623
CO_2- Aer	0,138	0,0497	H_2S - H_2O	1,41	0,508
CO_2 - CH_4	0,153	0,0551	Cl_2 - H_2O	1,22	0,439
N_2O - CO_2	0,096	0,0346	HCl - H_2O	2,64	0,950
I_2 - N_2	0,0654	0,0235	NaCl - H_2O	1,35	0,486
I_2 - Aer	0,097	0,0349	$CHCl_3$- C_6H_6	2,11	0,760
O_2 - N_2	0,181	0,0652	C_2H_5OH- H_2O	1,00	0,360
O_2 - Aer	0,178	0,0641	SO_2 - H_2O	1,47	0,529
O_2 - CO_2	0,139	0,0500	Glicerină-H_2O	0,72	0,259
CO - CO	0,185	0,0666	Fenol-H_2O	0,84	0,302
CO - Cl_2	0,137	0,0493	Fenol- C_2H_5OH	0,80	0,288
CO - C_2H_4	0,116	0,0418	Fenol- C_6H_6	1,04	0,554

Scanned with OKEN Scanner

Anexa 5. Tevi de oţel fără sudură laminate la cald.
STAS 404/3-88.

Prezentul standard se referă la ţevile fără sudură din oţel nealiat sau aliat, laminate sau reduse la cald.

Diametrul exterior (mm)	Grosimea peretelui (mm)							
	3	3,5	4,0	5,0	6,0	8,0	10	12
1	2	3	4	5	6	7	8	9
25	x	x						
28	x	x	x					
32	x	x	x					
34	x	x	x					
38	x	x	x	x				
42	x	x	x	x				
45	x	x	x	x	x			
48	x	x	x	x	x	x		
51	x	x	x	x	x	x		
54	x	x	x	x	x	x		
57	x	x	x	x	x	x		
60		x	x	x	x	x		
63,5		x	x	x	x	x		
70		x	x	x	x	x		
73		x	x	x	x	x		
76		x	x	x	x	x		
83		x	x	x	x	x		
89		x	x	x	x	x		
95		x	x	x	x	x		
102			x	x	x	x		
108			x	x	x	x		
114			x	x	x	x		
121			x	x	x	x		
127			x	x	x	x		
133			x	x	x	x		
140				x	x	x		
146				x	x	x		
159					x	x	x	x
168					x	x	x	x
178					x	x	x	x
194					x	x	x	x
219					x	x	x	x

Anexa 5 (continuare).

1	2	3	5	6	7	8	9
245					x	x	x
273					x	x	x
299					x	x	x
324					x	x	x
356						x	x
377						x	x
406							x
419							x
426							x
457							x
470							x
508							x
521							x
559							x
609							x

Scanned with OKEN Scanner

Anexa 6. Tevi fără sudură laminate la rece din oţel inoxidabil şi refractar. STAS 10358-80.

Diametrul exterior (mm)	Grosimea peretelui (mm)										
	1,5	2	2,5 (2,6)	3 (2,9)	3,5	4	4,5	5	6 (6,3)	8	10
16	x	x	x								
18	x	x	x								
20	x	x	x	x							
22	x	x	x	x							
25	x	x	x	x		x					
28	x	x	x	x							
30	x	x	x	x	x	x					
32	x	x	x	x	x						
38		x	x	x	x	x			x		
40			x	x	x	x	x				
42			x	x	x	x	x				
45(44,5)		x	x	x	x	x	x		x		
48(48,3)		x	x	x	x	x	x		x		
50				x	x	x	x				
53				x	x	x	x				
57		x	x	x	x	x	x		x		
60(60,3)			x	x	x	x	x		x	x	x
70				x	x	x	x				
76(76.1)				x	x	x	x		x	x	x

MARCI: 10 TiNiCr 180
10 TiMoCr 175
12 CrNi 180

NOTA:

- Dimensiunile din paranteze se utilizează numai pentru produsele din import.

Anexa 7. Tevi fără sudură laminate la cald din oţel inoxidabil şi refractar. STAS 10321-80.

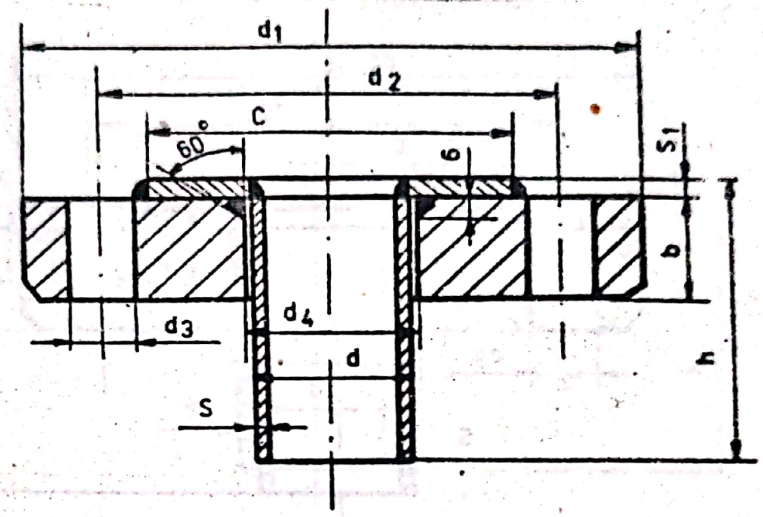
Diametrul exterior (mm)	Grosimea peretelui (mm)									
	3 (2,9)	4	4,5	5	5,5	6 (6,3)	8	10	12 (12,5)	14 (14,2)
76(76,1)	x	x	x	x	x	x	x			
83	x	x	x	x	x	x	x			
89(88,9)	x	x	x	x	x	x	x	x	x	
102(101,6)	x	x				x	x	x	x	
108	x	x				x	x	x	x	
114(114,3)	x	a				x	x	x	x	
133						x	x	x	x	x
140(139,7)						x	x	x	x	x
159						x	x	x	x	x
168(168,3)						x	x	x	x	

MARCI: 10 TiNiCr 180
10 TiMoNiCr 175
12 NiCr 180

NOTA:
- Dimensiunile din paranteze se utilizează numai pentru produsele din import.

Anexa 8. Racorduri pentru sudare cu flanşe plate căptuşite Pn 6. STAS 8815/3-79.

Dimensiuni



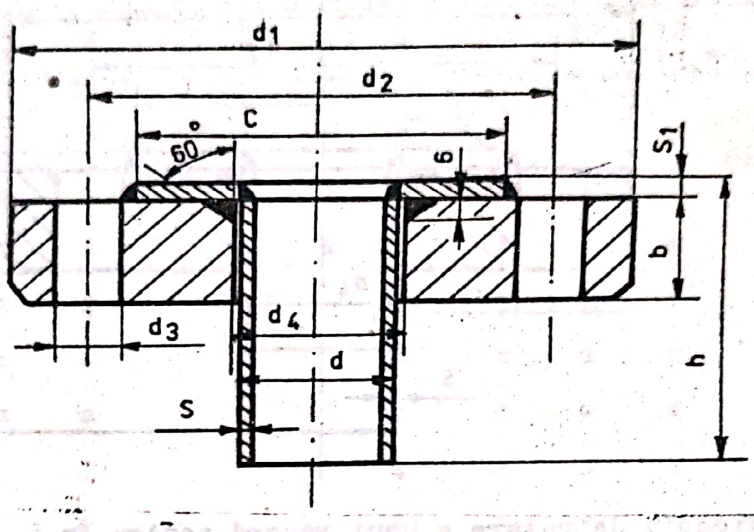
Exemplu de notare a unui racord pentru Pn 6, Dn 100 cu grosimea ţevii S=4 mm şi h= 120 mm.

Racord 6 - 100 x 4 x 120 STAS 8815/3-79.

Dn	Teavă		Flanşă					Inel		Şuruburi
	d	s min.	d_1	d_2	n x d_3	d_4	b	s_1	h^{f}_{15}	Filet
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
15	21,3	3,2	80	55	4x11	21,8	10	3	40	M 10
20	25	3,2	90	65	4x11	25,5	12	3	50	M 10
25	30	3,2	100	75	4x11	30,5	12	3	60	M 10
32	38	3,6	120	90	4x14	38,5	14	3	70	M 12
40	44,5	3,6	130	100	4x14	45	14	3	80	M 12
50	57	3,6	140	110	4x14	57,5	14	3	90	M 12
65	76,1	4	160	130	4x14	76,6	14	3	110	M 12
80	88,9	4	190	150	4x18	89,4	16	3	128	M 16
100	108	4	210	170	4x18	108,5	16	3	148	M 16
125	133	4,5	240	200	8x18	133,5	18	4	178	M 16
150	159	4,5	265	225	8x18	159,5	20	4	202	M 16
200	219,1	4,5	320	280	8x18	220,1	22	4	258	M 16
250	267	4,5	375	335	12x18	268	24	4	312	M 16
300	323,9	5	440	395	12x22	324,9	24	4	365	M 20
350	368	5	490	445	12x22	369	26	4	415	M 20
400	419	5	510	495	16x22	420	28	4	465	M 20
500	508	5	615	600	20x22	509	30	4	570	M 20

Anexa 9. Racorduri pentru sudare cu flanşe plate căptuşite Pn 10. STAS 8815/4-79.

Dimensiuni

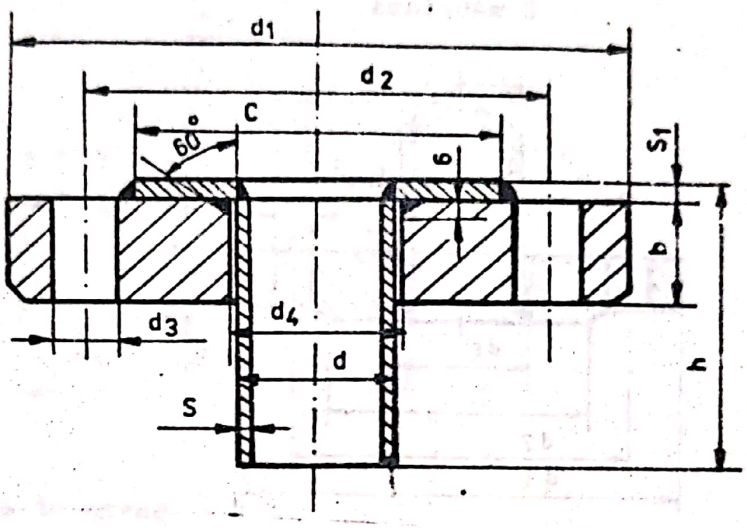


Exemplu de notare a unui racord Pn 10, Dn 200 cu grosimea ţevii S=5 mm şi h=150 mm. Racord 10-200x5x150 STAS 8815/4-79.

Dn	Teavă d	Teavă s min.	Flanşă d_1	Flanşă d_2	Flanşă $n x d_3$	Flanşă d_4	Unel plan b	Unel plan s_1	Unel plan c h15	Suruburi Filet
15 ... 150	Aceste racorduri corespund cu racordurile pentru Pn 16 STAS 8815/5-71 şi trebuie notate şi comandate ca atare.									
200	219,1	5	340	295	8x22	220,1	26	4	268	M 20
250	267	5	395	350	12x22	268	28	4	320	M 20
300	323,9	5	445	400	12x22	324,9	28	4	370	M 20
350	368	5	505	460	16x22	369	30	4	430	M 20
400	419	5	565	515	16x26	420	32	4	482	M 24
500	508	5	670	620	20x26	509	34	4	585	M 24

Anexa 10. Racorduri pentru sudare cu flanşe plate căptuşite Pn 16. STAS 8815/5-79.

Dimensiuni

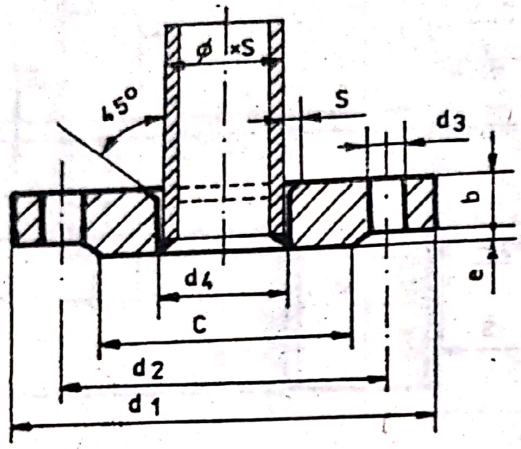


Exemplu de notare a unui racord Pn 16, Dn 25 cu grosimea ţevii s= 3,2mm şi h=100mm. Racord 16-25x3,2x100 STAS 8815/5-79.

Dn	Teavă d	Teavă s min.	Flanşă d_1	Flanşă d_2	Flanşă n x d_3	Flanşă d_4	Flanşă b	Inel plan s_1	Inel plan c h15	Şuruburi Filet
15	21,3	3,2	95	65	4x14	21,8	12	3	45	M 12
20	25	3,2	105	75	4x14	25,5	14	3	58	M 12
25	30	3,2	115	85	4x14	30,5	14	3	68	M 12
32	38	3,6	140	100	4x18	38,5	16	3	78	M 16
40	44,5	3,6	150	110	4x18	45	16	3	88	M 16
50	57	3,6	165	125	4x18	57,5	18	3	102	M 16
65	76,1	4	185	145	4x18	76,6	18	3	122	M 16
80	88,9	4	200	160	8x18	89,4	20	3	138	M 16
100	108	4,5	220	180	8x18	108,5	22	4	158	M 16
125	133	5	250	210	8x18	133,5	24	4	188	M 16
150	159	5	285	240	8x22	159,5	24	4	212	M 20
200	219,1	5	340	295	12x22	220,1	26	4	268	M 20
250	267	5	405	355	12x26	268	32	4	320	M 24
300	323,9	5	460	410	12x26	324,9	32	4	378	M 24
350	368	5	520	470	16x26	369	36	4	438	M 24
400	419	5	580	525	16x30	420	38	4	490	M 27
500	508	5	715	650	20x33	509	44	4	610	M 30

Anexa 11. Flanșe rotunde plate pentru sudare Pn 6.
STAS 8012-84.

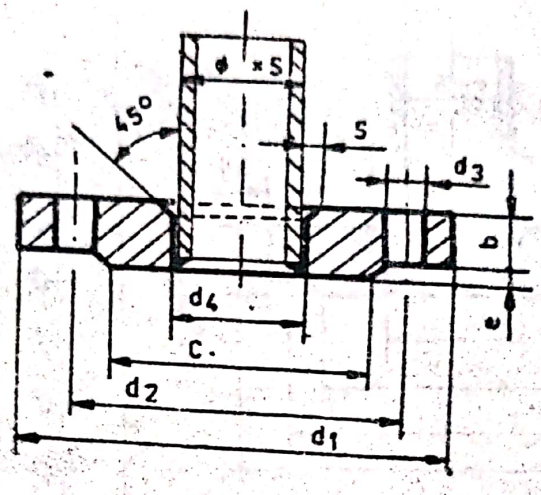
Dimensiuni



Exemplu de notare a unei flanșe Pn 6, Dn 100, diametrul exterior 108. Flanșă 6-100(108) STAS 8012-84.

Dn	Țeavă d	Țeavă d_1	Flanșă d_2	Flanșă nxd_3	Flanșă d_4	Flanșă b	Flanșă $e_{0}^{-0,5}$	Suprafețe etanș. c h15	Șuruburi Filet	Masă kg/buc
10	14	75	50	4x11	14,5	10	2	35	M 10	0,25
15	20	80	55	4x11	20,5	10	2	40	M 10	0,28
20	25	90	65	4x11	25,5	10	2	50	M 10	0,44
25	30	100	75	4x11	30,5	12	2	60	M 10	0,55
32	34 38	120	90	4x14	34,5 38,5	14	2	70	M 12	0,93 0,90
40	42 45	130	100	4x14	42,5 45,5	14	3	80	M 12	1,03 1,00
50	48 57	140	110	4x14	48,5 57,5	14	3	90	M 12	1,14 1,11
65	60 76	160	130	4x14	60,5 77	14	3	110	M 12	1,39
80	89	190	150	4x18	90	16	3	128	M 16	2,29
100	108	210	170	4x18	109	16	3	148	M 16	2,29 2,66
125	114 133	240	200	8x18	115 134	18	3	178	M 16	3,68 3,46
150	140 159	265	225	8x18	141 160	20	3	202	M 16	4,68 4,32
200	168 219	320	280	8x18	169 220	22	3	258	M 16	6,35
250	273	375	335	12x18	274	24	3	312	M 16	8,39
300	324	440	395	12x22	325	24	4	365	M 20	10,8
350	356 377	490	445	12x22	357 378	26	4	415	M 20	15,6 13,1
400	406,4	540	495	16x22	408	28	4	465	M 20	18,7
500	508	645	600	20x22	510	30	4	570	M 20	25,1

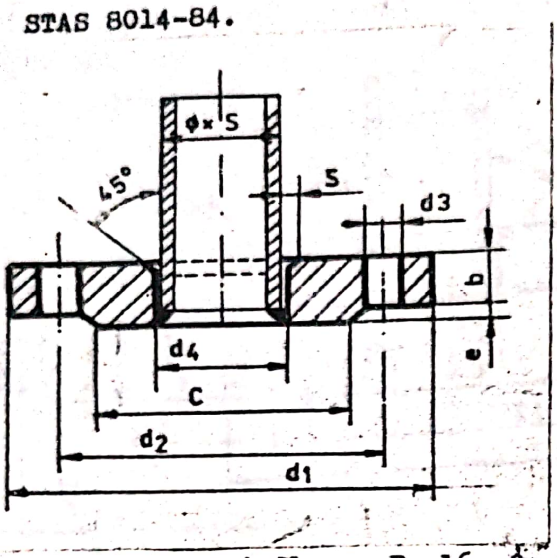
Anexa 12. Flanşe rotunde plate pentru sudare Pn 10. STAS 8013-84.



Exemplu de notare a unei flanşe Pn 10, Dn 200, diametrul exterior 219. Flanşă 10-200(219) STAS 8014-84

Dn	Teavă d	Flanşă d_1	d_2	n x d_3	d_4	b	$e_{\phi}{}^{-0,5}$	c h15	Suprafeţe etanş. Filet	Şuruburi	Masă kg/buc
10 - 150	Aceste flanşe corespund cu flanşele Pn 16 STAS 8014-84 şi trebuie notate şi comandate ca atare.										
200	214	340	295	8x22	220	26	3	268		M 20	9,42
250	273	395	350	12x22	274	28	3	320		M 20	12,1
300	324	445	400	12x22	325	28	4	370		M 20	13,6
350	356 377	505	460	16x22	357 378	30	4	430		M 20	20,6 17,9
400	406,4	565	515	16x26	408	32	4	482		M 24	16,1
500	508	670	620	20x26	510	34	4	585		M 24	34,4

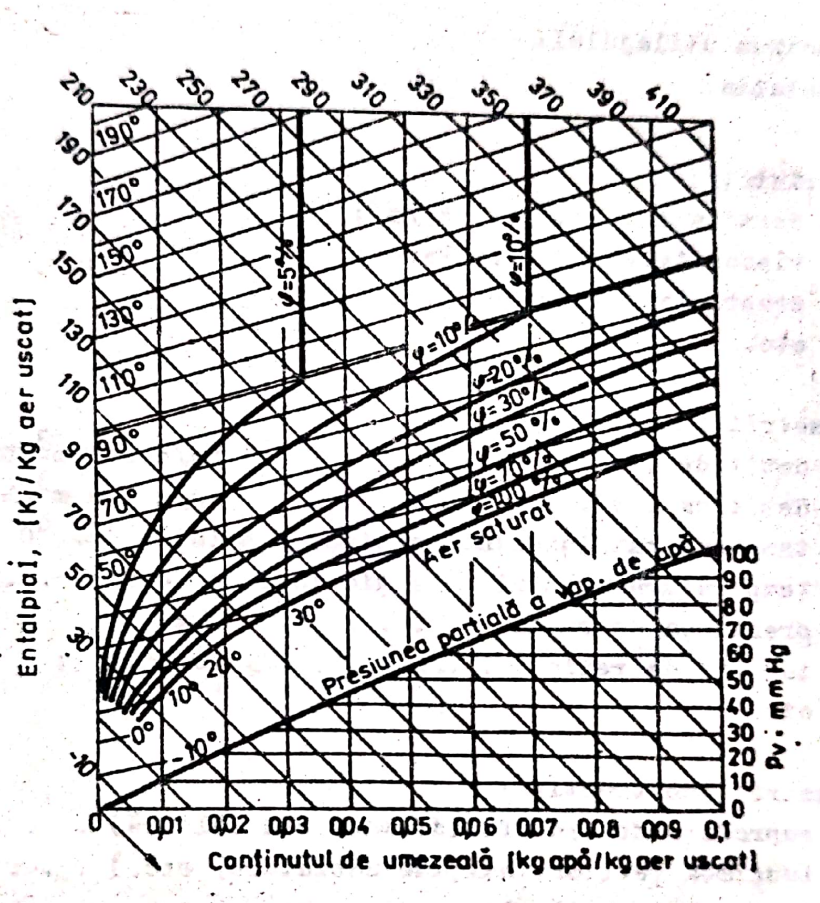
Anexa 13. Flanşe rotunde plate pentru sudare, Pn 16. STAS 8014-84.



Exemplu de notare a unei flanşe Pn 16, Dn 100, diametrul exterior 108. Flanşă 16-100(108) STAS 8014-84.

Dn	Teavă d_{ext}	a	Flanşă d_1	d_2	nxd_3	d_4	b	c h15	Suruburi Filet	Masă kg/buc
10	14	1	90	60	4x14	14,5	12	40	M 12	0,45
15	20	1	95	65	4x14	20,5	12	45	M 12	0,50
20	25	1	105	75	4x14	25,5	14	58	M 12	0,74
25	30(34)	1	115	85	4x14	30,5 34,5	14	68	M 12	0,88 0,86
32	38	1	140	100	4x18	38,5	16	78	M 16	1,50
40	44,5 48	1	150	110	4x18	45 48,5	16	88	M 16	1,64 1,61
50	57 60	1	165	125	4x18	57,5 60,5	18	102	M 16	2,22 2,18
65	76	1	185	145	4x18	77	18	122	M 16	2,66
80	89	1	200	160	8x18	90	20	138	M 16	3,27
100	108 114	1	220	180	8x18	109 119	22	158	M 16	4,16 3,97
125	133 140	1	250	210	8x18	134 141	24	188	M 16	5,75 5,47
150	159 168	1	285	240	8x22	160 169	24	212	M 20	7,05 6,66
200	219	1	340	295	12x22	220	26	268	M 20	9,13
250	273	1	405	355	12x26	274	32	320	M 24	14,96
300	324	2	460	410	12x26	325	32	378	M 24	17,81
350	356 377	2	520	470	16x26	357 378	36	438	M 24	28,19 24,76
400	406	2	580	525	16x30	407	38	490	M 27	34,61
500	508	2	715	650	20x33	510	44	610	M 30	59,34

Anexa 14. Diagrama i - x.



Anexa 15. Fişa tehnică nr. . . . .

Denumirea utilajului:
Instalaţia:

Proprietăţi:
- densitate . . . . . kg/m^3;
- vîscozitate . . . . Pa.s ;
- proprietăţi termice . . . .
- etc.

Parametrii funcţionali:
- debit de . . . . . kg/h sau m^3/h ;
- debit de . . . . . kg/h sau m^3/h ;
- temperatura fluidului(iniţială,finală) . . . . ^oC ;
- temperatura agentului termic(intrare,ieşire) . . . ^oC;
- presiunea de regim . . . . . bar ;
- turaţia de regim . . . . . rot/min. ;
- etc.

Parametrii constructivi:
- suprafaţa de transfer(de masă sau căldură) . . . . m^2;
- lungimea ţevilor(înălţime umplutură, etc.) . . . m;
- alte cote principale . . . . m;
- materiale de construcţie . . . . . .
- etc.

Prescripţii tehnice:
- poziţie de montaj;
- cota de montaj;
- izolaţie;
- conexiuni;
- etc.

Anexa 16. COPERTA PROIECTULUI.

Institutul Politehnic Iaşi

Facultatea de Tehnologie Chimică

Secţia:

FENOMENE DE TRANSFER SI UTILAJE IN INDUSTRIA CHIMICA

Proiect de an

Conducător:
(de ex.: şef lucr.dr.ing. . . .)

Student:
(Numele şi prenumele)
(Anul de studii)
(Grupa)

Anul universitar:

Scanned with OKEN Scanner

Anexa 17. SUBCOPERTA PROIECTULUI.

Facultatea de Tehnologie Chimică

Titlul temei: . . . .

(de ex.: Instalaţie de separare a unui amestec lichid omogen prin rectificare continuă)

Conducător:

Student:

Anul universitar:

Scanned with OKEN Scanner

CUPRINS

Prefaţă - 1
Partea I-a. Probleme generale - - - - - - - - - - - 3
Cap.1. Introducere - - - - - - - - - - - - - - - - - - 4
Cap.2. Metodologia de proiectare - - - - - - - - - - - - 5
2.1. Baza legislativă a proiectării - - - - - - - - - 5
2.1.1. Inscrierea în plan a obiectivelor de investiţii-5
2.1.2. Organizarea activităţii de proiectare - - - - 6
2.2. Fazele proiectării - - - - - - - - - - - - - - - 7
2.2.1. Nota de comandă - - - - - - - - - - - - - - - 7
2.2.2. Proiectul de execuţie - - - - - - - - - - - - 8
Cap.3. Metodologia privind întocmirea notei de comandă şi a proiectului de execuţie - - - - - - - - - - - - - 8
3.1. Nota de comandă - - - - - - - - - - - - - - - - - 8
3.2. Proiectul de execuţie - - - - - - - - - - - - - - 9
3.2.1. Sursele de documentare folosite pentru fundamentarea soluţiilor propuse- - - - - - - - - - 12
3.2.2. Proiectul de construcţie - - - - - - - - - - 14
3.2.3. Proiectul de montaj utilaje - - - - - - - - - 14
3.2.4. Proiectul de montaj conducte - - - - - - - - 16
3.2.5. Proiectul de reţele electrice - - - - - - - - 23
3.2.6. Proiectul de automatizare - - - - - - - - - 25
3.2.7. Proiectul de reţele exterioare - - - - - - - 25
3.2.8. Proiectul de canalizare - - - - - - - - - - 25
3.2.9. Proiectul de izolaţie - - - - - - - - - - - 25
3.2.10. Proiectul de ventilaţie - - - - - - - - - - 26
3.2.11. Proiectul de suprapunere reţele - - - - - - 26
3.2.12. Manualul de operare - - - - - - - - - - - - 26
Partea II-a. Metodologia de proiectare adaptată la procesul didactic - - - - - - - - 27
Cap.4. Conţinutul proiectului de an - - - - - - - - - - - 29
4.1. Tema de proiectare - - - - - - - - - - - - - - - 29
4.2. Procese tehnologice de fabricaţie; procesul tehnologic adoptat - - - - - - - - - - 30
4.3. Dimensionarea tehnologică a utilajului - - - - 31
4.4. Consumuri de materii prime, auxiliare şi utilităţi - - - - - - - - - - - - - - - - - 32
4.5. Aparate de măsură, control şi automatizare - - 32

Scanned with OKEN Scanner

4.6. Tehnica securităţii şi igiena muncii, măsuri PSI, epurarea apelor uzate şi protecţia mediului ambiant - 33
4.7. Amplasarea, montajul şi exploatarea instalaţiei - 33
4.8. Piese desenate - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 34
4.9. Bibliografia - 34
Cap.5. Teme de proiectare - - - - - - - - - - - - - - - - - 35
5.1. Temă pentru întocmirea proiectului "Instalaţie pentru separarea unui amestec omogen lichid prin rectificare continuă"- - - - - - - - - - - - - 35
5.1.1. Prezentarea temei - - - - - - - - - - - - - - - 35
5.1.2. Schema bloc şi modul de operare - - - - - - - - 35
5.1.3. Utilaje ce urmează a fi proiectate - - - - - - 36
5.2. Temă pentru întocmirea proiectului "Instalaţie de separare continuă a unui component dintr-un amestec gazos prin absorbţie" - - - - - - - - - - - 37
5.2.1. Prezentarea temei - - - - - - - - - - - - - - 37
5.2.2. Schema bloc şi modul de operare - - - - - - - - 37
5.2.3. Utilaje ce urmează a fi proiectate - - - - - - - 38
5.3. Temă pentru întocmirea proiectului "Instalaţie pentru concentrarea soluţiilor prin evaporare"- - 39
5.3.1. Prezentarea temei - - - - - - - - - - - - - - - 39
5.3.2. Schema bloc şi modul de operare - - - - - - - - 40
5.3.3. Utilaje ce urmează a fi proiectate - - - - - - - 41
5.4. Temă pentru întocmirea proiectului "Instalaţie de uscare a materialelor solide granulare, în regim continuu" - - - - - - - - - - - - - - - - - - 41
5.4.1. Prezentarea temei - - - - - - - - - - - - - - - 41
5.4.2. Schema bloc şi modul de operare - - - - - - - - 41
5.4.3. Utilaje ce urmează a fi proiectate - - - - - - - 42
Cap.6. Procese tehnologice de fabricaţie. Procesul tehnologic adoptat - - - - - - - - - - - - - - - - - 43
6.1. Variante de realizare a tehnologiei - - - - - - - 43
6.1.1. Separarea unui amestec omogen lichid - - - - - 43
6.1.2. Separarea unui amestec gazos - - - - - - - - - 43
6.1.3. Concentrarea unei soluţii - - - - - - - - - - - 43
6.1.4. Uscarea materialelor solide granulare - - - - - 43
6.2. Justificarea variantei adoptate - - - - - - - - - 44
6.2.1. Separarea unui amestec lichid omogen - - - - - 44
6.2.2. Separarea unui amestec gazos - - - - - - - - - 44

Scanned with OKEN Scanner

6.2.3. Concentrarea unei soluţii prin evaporare - - - 46
6.2.4. Uscarea materialelor solide granulare - - - 46
6.3. Schema procesului tehnologic; descriere - - - - - - 50
6.3.1. Instalaţie de rectificare - - - - - - - - - - - 50
6.3.2. Instalaţie de absorbţie - - - - - - - - - - - - 50
6.3.3. Instalaţie de evaporare - - - - - - - - - - - - 52
6.3.4. Instalaţie de uscare - - - - - - - - - - - - - 52
Cap.7. Dimensionarea tehnologică a utilajelor - - - - - - 54
7.1. Dimensionarea coloanelor de rectificare - - - - - - 54
7.1.1. Alegerea tipului de coloană - - - - - - - - - - 54
7.1.2. Materiale de construcţie - - - - - - - - - - - 56
7.1.3. Parametrii ce trebuiesc fixaţi - - - - - - - - 57
7.1.4. Bilanţuri de materiale în rectificare - - - - - - 57
7.1.5. Principiul rectificării continue în coloane cu talere. Numărul treptelor teoretice de contact. Reflux minim, maxim şi optim - - - - - - 60
7.1.5.1. Principiul rectificării amestecurilor binare în coloane cu talere - - - - - - - - - - 60
7.1.5.2. Calculul numărului de talere teoretice în rectificarea continuă - - - - - - - - - - - 61
7.1.5.2.1. Calculul numărului de talere teoretice prin metoda analitică simplificată Sorel(Lewis) - - - - - - - - - - - - - - - - - - 63
7.1.5.2.2. Calculul numărului de talere teoretice prin metoda grafică Mc Cabe-Thiele - - - - 66
7.1.5.3. Reflux maxim, minim şi optim în rectificare - 69
7.1.6. Înălţimea coloanelor de rectificare cu talere - 73
7.1.7. Diametrul coloanelor de rectificare - - - - - - 74
7.1.8. Dimensionarea elementelor ce formează un taler - 75
7.1.8.1. Dimensionarea deversoarelor - - - - - - - - - 76
7.1.8.2. Dimensionarea tuburilor de vapori şi a clopoţeilor - - - - - - - - - - - - - - - - - 80
7.1.8.3. Căderea de presiune pe taler. Verificarea distanţei dintre talere - - - - - - - - - - - 83
7.1.9. Bilanţul termic în rectificare. Necesarul de agent termic de încălzire - - - - - - - - - - 84
7.2. Dimensionarea coloanelor de absorbţie şi desorbţie - 87
7.2.1. Alegerea tipului de coloană - - - - - - - - - - 87
7.2.2. Materiale de construcţie şi umpluturi pentru coloane - - - - - - - - - - - - - - - - - 94

7.2.2.1. Materiale de construcţie - - - - - - - - - - 94
7.2.2.2. Umpluturi pentru coloane - - - - - - - - - - 94
7.2.3. Bilanţul de materiale - - - - - - - - - - - - 96
7.2.3.1. Bilanţul de materiale pentru absorbţie - - 96
7.2.3.2. Bilanţul de materiale pentru desorbţie - - 99
7.2.4. Bilanţul termic - - - - - - - - - - - - - - - 101
7.2.4.1. Bilanţul termic pentru absorbţie - - - - - 101
7.2.4.2. Bilanţul termic pentru desorbţie - - - - - 106
7.2.5. Diametrul coloanei de absorbţie - - - - - - - 108
7.2.5.1. Calculul diametrului coloanei cu umplutură - - - - - - - - - - - - - - - 108
7.2.5.2. Calculul diametrului coloanei cu talere perforate - - - - - - - - - - - - - - - 109
7.2.6. Înălţimea coloanei - - - - - - - - - - - - - 109
7.2.6.1. Calculul înălţimii umpluturii din suprafaţa de transfer de masă - - - - - - - 110
7.2.6.1.1. Calculul coeficienţilor de transfer de masă - - - - - - - - - - - 111
7.2.6.1.2. Calculul forţei motoare medii - - - - - 117
7.2.6.1.3. Calculul înălţimii umpluturii - - - - - 123
7.2.6.2. Calculul înălţimii umpluturii prin intermediul IUT şi NUT - - - - - - - - - - 123
7.2.6.3. Calculul înălţimii umpluturii cu ajutorul înălţimii echivalente a unei trepte teoretice de contact - - - - - - - 124
7.2.6.4. Calculul înălţimii coloanei cu umplutură - 125
7.2.7. Determinarea debitului optim de absorbant - - 126
7.2.8. Determinarea elementelor talerului perforat - 131
7.2.8.1. Dimensionarea tuburilor deversoare - - - - 131
7.2.8.2. Calculul numărului de orificii pe un taler- 131
7.2.8.3. Calculul hidrodinamic al talerelor - - - - 132
7.2.9. Dispozitive interioare pentru coloane cu umplutură - - - - - - - - - - - - - - - - - 133
7.2.9.1. Grătare de susţinere - - - - - - - - - - - 133
7.2.9.2. Distribuitoare pentru faza lichidă - - - - 134
7.2.9.3. Redistribuitoare pentru faza lichidă - - - 136
7.3. Dimensionarea evaporatoarelor - - - - - - - - - 138
7.3.1. Alegerea tipului de evaporator - - - - - - - - 138
7.3.2. Materiale de construcţie - - - - - - - - - - - 144
7.3.4. Bilanţuri de materiale, calculul presiunii, concentraţiei şi a temperaturilor în evaporator-144

Scanned with OKEN Scanner

7.3.4.1. Presiunile din camerele de evaporare - - - 145
7.3.4.2. Calculul debitelor de extraabur - - - - - 14,
7.3.4.3. Calculul debitului de solvent îndepărtat şi repartiţia pe trepte - - - - 145
7.3.4.4. Concentraţiile soluţiilor intermediare - - 47
7.3.4.5. Temperaturile de fierbere a soluţiilor în fiecare evaporator - - - - - - - - - - - 147
7.3.5. Bilanţuri termice - - - - - - - - - - - - 151
7.3.6. Calculul suprafeţei de schimb termic a evaporatoarelor - - - - - - - - - - - - - - - 155
7.3.6.1. Determinarea diametrului evaporatoarelor- - 168
7.3.6.2. Determinarea înălţimii evaporatoarelor- - - 170
7.3.6.3. Dimensionarea racordurilor evaporatoarelor - - - - - - - - - - - - - - - - - 172
7.3.6.4. Sprijinirea evaporatoarelor - - - - - - - 172
7.3.6.5. Izolarea termică a utilajelor - - - - - - - 172
7.4. Dimensionarea uscătoarelor - - - - - - - - - - 173
7.4.1. Alegerea metodei de uscare şi a tipului de uscător - - - - - - - - - - - - - - - - - 173
7.4.2. Materiale de construcţie - - - - - - - - - - - 175
7.4.3. Bilanţuri de materiale - - - - - - - - - - - - 176
7.4.3.1. Echilibrul material umed-aer - - - - - - - - 176
7.4.3.2. Stabilirea parametrilor aerului - - - - - - - 177
7.4.3.3. Calculul debitului de aer necesar pentru uscare - - - - - - - - - - - - - - - - 178
7.4.4. Calculul timpului mediu de staţionare a materialului în uscător - - - - - - - - - - - - 179
7.4.5. Calculul vitezei de fluidizare - - - - - - - - 182
7.4.6. Dimensionarea preliminară a uscătorului - - - - 185
7.4.6.1. Calculul înălţimii stratului fix - - - - - - 185
7.4.6.2. Calculul înălţimii stratului fluidizat - - - 186
7.4.6.3. Calculul înălţimii uscătorului - - - - - - - 186
7.4.6.4. Stabilirea debitului real de aer necesar în proces - - - - - - - - - - - - - 186
7.4.7. Bilanţul termic al uscătorului - - - - - - - - 187
7.4.7.1. Dimensionarea schimbătorului de căldură imersat în strat - - - - - - - - - - - 188
7.4.7.2. Calculul coeficientului individual de transfer de căldură între strat şi peretele uscătorului - - - - - - - - - - - - 191

7.4.8. Stabilirea condiţiilor de operare - - - - - - - - 192
7.4.9. Dimensiunile finale ale uscătorului - - - - - - - 193
7.4.9.1. Diametrul uscătorului - - - - - - - - - - - - 193
7.4.9.2. Inălţimea uscătorului - - - - - - - - - - - - 194
7.4.9.3. Dimensionarea distribuitorului pentru agentul de fluidizare - - - - - - - - - - - - 194
7.5. Dimensionarea condensatoarelor de amestec- - - - - 196
7.5.1. Alegerea tipului de condensator - - - - - - - - - 196
7.5.2. Materiale de construcţie - - - - - - - - - - - - 198
7.5.3. Bilanţul termic; consumul de agent termic - - - 198
7.5.4. Calculul diametrului şi înălţimii condensatorului - - - - - - - - - - - - - - - - - - 199
7.5.5. Calculul tubului barometric - - - - - - - - - - - 202
7.6. Dimensionarea schimbătoarelor de căldură de suprafaţă - 204
7.6.1. Alegerea tipului de schimbător de căldură - - - 205
7.6.2. Materiale de construcţie - - - - - - - - - - - - 207
7.6.3. Bilanţul termic. Consumul de agent termic - - - 207
7.6.4. Calculul suprafeţei de schimb de căldură - - - 209
7.6.4.1. Cazul vapori în condensare- lichid în fierbere - - - - - - - - - - - - - - - - - - 220
7.6.4.2. Cazul vapori în condensare- lichid fără schimbarea stării de agregare - - - - - - 225
7.6.4.3. Cazul lichid-lichid fără schimbarea stării de agregare - - - - - - - - - - - - - - - 232
7.6.4.3.1. Cazul lichid-lichid fără schimbarea stării de agregare în schimbătoare de căldură multitubulare cu manta - - - - - 232
7.6.4.3.2. Cazul lichid-lichid fără schimbarea stării de agregare în schimbătoare de căldură ţeavă în ţeavă - - - - - - - - - - 234
7.6.4.4. Cazul vapori în condensare-gaz - - - - - - - - 236
7.6.4.5. Calculul diametrului schimbătoarelor de căldură cu manta - - - - - - - - - - - - - - 243
7.7. Dimensionarea utilajelor de separare a sistemelor eterogene gazoase - - - - - - - - - - - - - 245
7.7.1. Alegerea tipului de utilaj şi a materialelor de construcţie - - - - - - - - - - - - 245
7.7.2. Dimensionarea cicloanelor - - - - - - - - - - - - 247
7.7.3. Dimensionarea reţinătoarelor de picături - - - 249

7.7.3.1. Separatorul inerţial cu tub central - - - - 250
7.7.3.2. Separatorul inerţial cu umplutură - - - - - 251
7.8. Calculul puterii necesare pentru acţionarea maşinilor de transport a fluidelor - - - - - - - 252
7.8.1. Pompe - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 252
7.8.1.1. Alegerea tipului de pompă - - - - - - - - 253
7.8.1.2. Materiale de construcţie - - - - - - - - - 255
7.8.1.3. Puterea de acţionare; puterea instalată - 255
7.8.2. Ventilatoare; suflante - - - - - - - - - - - - 261
7.8.2.1. Alegerea tipului de utilaj - - - - - - - - 262
7.8.2.2. Materiale de construcţie - - - - - - - - - 265
7.8.2.3. Puterea de acţionare; puterea instalată- - 265
7.9. Dimensionarea racordurilor - - - - - - - - - - 269
7.9.1. Diametrul şi lungimea racordurilor. Viteze de transport ale fluidelor - - - - - 269
7.9.2. Flanşe - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 271
7.10. Dimensionarea utilajelor de depozitare - - - - 273
7.10.1. Rezervoare - - - - - - - - - - - - - - - - 273
7.10.1.1. Dimensionarea rezervoarelor - - - - - - - 274
7.10.2. Buncăre şi silozuri - - - - - - - - - - - - -276
7.10.2.1. Dimensionarea buncărelor - - - - - - - - 276
7.10.3. Alimentatoare - - - - - - - - - - - - - - - 279
7.11. Izolarea termică - - - - - - - - - - - - - - - 280
7.11.1. Izolanţi termici - - - - - - - - - - - - - - 280
7.11.2. Calculul izolaţiei termice - - - - - - - - - 283
7.11.3. Metode de izolare termică - - - - - - - - - 285
Cap.8. Materii prime şi utilităţi - - - - - - - - - - - 288
8.1. Materii prime - - - - - - - - - - - - - - - - - 288
8.2. Utilităţi - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 288
8.2.1. Apă - 288
8.2.2. Aburul - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 289
8.2.3. Energia electrică - - - - - - - - - - - - - - 289
8.2.4. Aerul comprimat - - - - - - - - - - - - - - - 290
8.2.5. Gazele inerte - - - - - - - - - - - - - - - - 290
8.2.6. Solele de răcire - - - - - - - - - - - - - - - 290
8.3. Consumuri de materii prime şi utilităţi. Consumuri specifice - - - - - - - - - - - - - - - 291
Cap.9. Probleme de măsură,control şi automatizare - - - - 292
9.1. Stabilirea parametrilor ce trebuiesc măsuraţi şi reglaţi - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 292

Scanned with OKEN Scanner

9.1.2. Automatizarea instalaţiilor de rectificare - - 293
9.1.3. Reglarea automată a instalaţiilor de evaporare cu efect multiplu - - - - - - - - - 295
9.1.4. Reglarea automată a instalaţiilor de absorbţie - - - - - - - - - - - - - - - - - - 296
9.1.5. Reglarea automată a unei instalaţii de uscare - - - - - - - - - - - - - - - - - - 298
9.2. Aparate de măsură, reglare şi înregistrare - - - 298
9.2.1. Măsurarea presiunii şi a vidului - - - - - - - 299
9.3. Aparate de reglare automată - - - - - - - - - - - 301
9.3.1. Alegerea regulatoarelor- - - - - - - - - - - - 302
9.3.2. Tipuri de aparate de reglare automată - - - - 302
9.3.2.1. Regulatoare pneumatice locale "CAMPO" - - - 303
9.3.2.2. Regulatoare electronice - - - - - - - - - - 304
Cap.10. Tehnica securităţii şi igiena muncii. Măsuri PSI. Epurarea apelor reziduale şi protecţia mediului ambiant. - 305
10.1. Tehnica securităţii şi igiena muncii - - - - - - 305
10.2. Măsuri PSI - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 309
10.3. Epurarea apelor reziduale şi protecţia mediului ambiant - - - - - - - - - - - - - - - - - - 313
Cap.11. Noţiuni de amplasare a utilajelor şi de stabilire a traseelor reţelelor de conducte - - - - - - - - - - 315
11.1. Cota de amplasament pe mai multe niveluri - - - - 316
11.2. Recomandări privind amplasarea unor utilaje tip - 316
11.3. Traseele reţelelor de conducte interne - - - - - 318
Cap.12. Probleme de coroziune - - - - - - - - - - - - - - - - 320
12.1. Factorii care influenţează viteza proceselor de coroziune - - - - - - - - - - - - - - - - - - 321
12.2. Scopul şi mijloacele de combatere a coroziunii - 324
12.3. Materiale folosite pentru construcţia utilajelor din industria chimică - - - - - - - - - - 327
Cap.13. Indicaţii cu privire la execuţia desenelor - - - - - 333
Cap.14. Prezentarea proiectului - - - - - - - - - - - - - - - 339
14.1. Desfăşurarea şedinţelor de proiect - - - - - - - - 339
14.2. Transcrierea proiectului - - - - - - - - - - - - - 339
14.3. Prezentarea proiectului - - - - - - - - - - - - - 341
14.4. Notarea proiectului - - - - - - - - - - - - - - - 342

Scanned with OKEN Scanner

Cap.15. Bibliografie - 343
15.1. Bibliografia generală - - - - - - - - - - - - - - - 344
15.2. Bibliografie specifică - - - - - - - - - - - - - - 347
15.2.1. Bibliografie pentru rectificare - - - - - - - 347
15.2.2. Bibliografie pentru evaporare - - - - - - - - 347
15.2.3. Bibliografie pentru absorbţie - - - - - - - - 347
15.2.4. Bibliografie pentru uscare - - - - - - - - - - 347

Partea III-a. Anexe - 348 a
Anexa 1. Date de echilibru pentru sistemul NH_3-H_2O, T = 0-60°C - - - - - - - - - - - - - - - - - - 349
Anexa 2. Date de echilibru pentru sistemul SO_2-H_2O, T = 0-50°C - - - - - - - - - - - - - - - - - - - 350
Anexa 3. Date de echilibru pentru sistemul SO_2-H_2O, T = 30-110°C - - - - - - - - - - - - - - - - - - 350
Anexa 4. Coeficienţi de difuziune - - - - - - - - - - - 351
Anexa 5. Tevi de oţel fără sudură laminate la cald - 352
Anexa 6. Tevi de oţel fără sudură laminate la rece - 354
Anexa 7. Tevi din oţel inoxidabil şi refractar fără sudură laminate la cald - - - - - - - - - 355
Anexa 8. Racorduri pentru sudare cu flanşe plate căptuşite - - - - - - - - - - - - - - - - 356
Anexa 9. Racorduri pentru sudare cu flanşe plate căptuşite - - - - - - - - - - - - - - - - 357
Anexa 10. Racorduri pentru sudare cu flanşe plate căptuşite - - - - - - - - - - - - - - - - 358
Anexa 11. Flanşe rotunde plate pentru sudare - - - - 359
Anexa 12. Flanşe rotunde plate pentru sudare - - - - 360
Anexa 13. Flanşe rotunde plate pentru sudare - - - - 361
Anexa 14. Diagrama i - x - - - - - - - - - - - - - - - 362
Anexa 15. Figă tehnică - - - - - - - - - - - - - - - - 363
Anexa 16. Coperta proiectului - - - - - - - - - - - - 364
Anexa 17. Subcoperta proiectului - - - - - - - - - - - 365